污水生物与化学处理技术

Mogens Henze　Poul Harremoës
Jes la Cour Jansen　Erik Arvin

国家城市给水排水工程技术研究中心 译



中国建筑工业出版社

图书在版编目(CIP)数据

污水生物与化学处理技术/（丹麦）汉斯（Henze，M.）著；国家城市给水排水工程技术研究中心译.—北京：中国建筑工业出版社，2000

书名原文：Waste Water Treatment Biological and Chemical Processes Second Edition

ISBN 7-112-04167-8

Ⅰ.污… Ⅱ.①汉… ②国… Ⅲ.①污水处理：生物处理 ②污水处理：化学处理 Ⅳ.X703

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2000)第 14070 号

责任编辑 俞辉群
责任设计 汤小平

污水生物与化学处理技术

Mogens Henze　Poul Harremoës
Jes la Cour Jansen　Erik Arvin　著
国家城市给水排水工程技术研究中心　译

*

中国建筑工业出版社出版、发行(北京西郊百万庄)
新 华 书 店 经 销
北京市昌平新兴胶印厂印刷

*

开本：787×1092 毫米 1/16 印张：17.5 字数：421 千字
1999 年12月第一版 2001 年 7 月第二次印刷
印数:2201－3200 册 定价:69.00 元

ISBN 7-112-04167-8

TU・3294（9643）

第1章 污水的水量水质特性

Mogens Henze

1.1 污水水量

污水流量具有不稳定和不均匀性，每年、每月、每日、每时都不相同。当筹建一座污水处理厂时，掌握现有污水量、未来污水量及其变化是相当重要的。以污水的相关理论为基础，并考虑将要处理的污水，便可以进行污水处理厂的设计。与此相关，进行水量的测定是有用的，若没有这样的测定数据，就应该做一下估算。对未来污水水量，当然要考虑发展变化，例如，应该做一下分析预测。

1.1.1 污水水量的确定

污水水量可用曲线法或图表法（计量）确定，图 1.1 给出了某处理厂的污水量昼夜变化情况，该曲线为生活污水量、工业废水量、公共设施污水量、入渗水量和渗漏水量的总和。没理由把各个具体排放者的污水量作为曲线，以表示到达处理厂的污水量。但在预测污水量及其变化时，建议通过分解各支流污水来分析该曲线和汇水面积，这是因为分别预测各支流污水比较容易，这将在 1.2 节和 1.5 节中作简要论述。在处理厂取样和测定往往是困难的，必须注意回流水（如上清液）的流量，因为它们一般在格栅和沉砂池之前混入原污水之中，使原污水难以准确测定。

图 1.1 所示的曲线，可用来查找所要查询日期的最大小时流量（190 m^3/h）和平均小时流量。若能得到足够数量的日流量变化测定值，就可计算出构成处理厂设计组成部分的两个重要参数，也就是：

$Q_{h,max}$——某日最大小时流量的平均值（m^3/h）；

$Q_{h,av}$——多日平均小时流量（m^3/h）。

最大小时流量 $Q_{h,max}$，可根据若干个最大小时流量计算出来。最大小时平均流量 $Q_{h,max}$ 还可用作污水管道和塘的水力设计基础。平均小时水量 $Q_{h,av}$ 或平均日水量 $Q_{d,av}$ 可用于运行费用的计算。

1.1.2 污水水量的统计分析

通过数据的统计处理，可得到一个更详细的污水变化信息。水量的变化（24 h 内的流量、最大小时流量、最大秒流量等）通常呈正态分布或对数正态分布。由于不规则数据的存在，污水数据组不可能是理想的，若不规则数据太多，就需要对数据进行特殊处理。

在处理厂设计中，百分比图可以作为一个重要的工具。图 1.2 给出了一个这样的例子，60%时的数值通常作为平均负荷，而 85%～90%时的数值作为最大负荷。

按时间顺序排列收集到的数据，可直观显示出污水数据的若干种不规则类型，例如：跳跃、趋势（增加或减少）和变化（例如呈现周变化或季变化）。

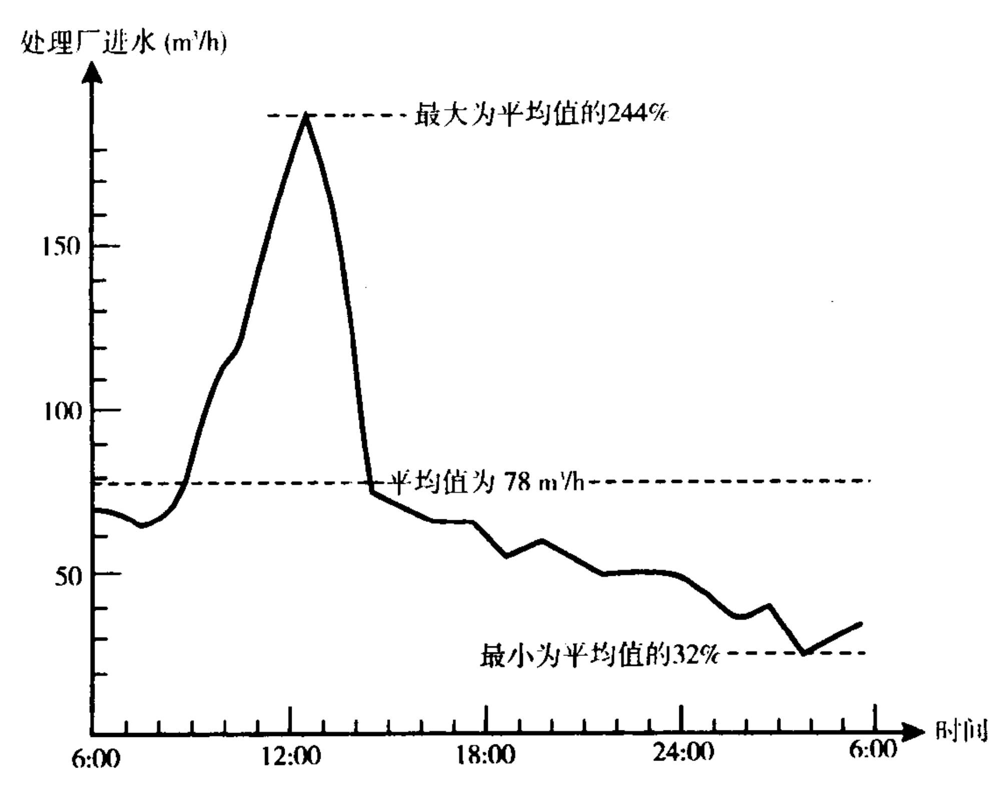


图 1.1 Tuelsø 污水处理厂进水情况（丹麦，1980 年 7 月 10～11 日）[1]

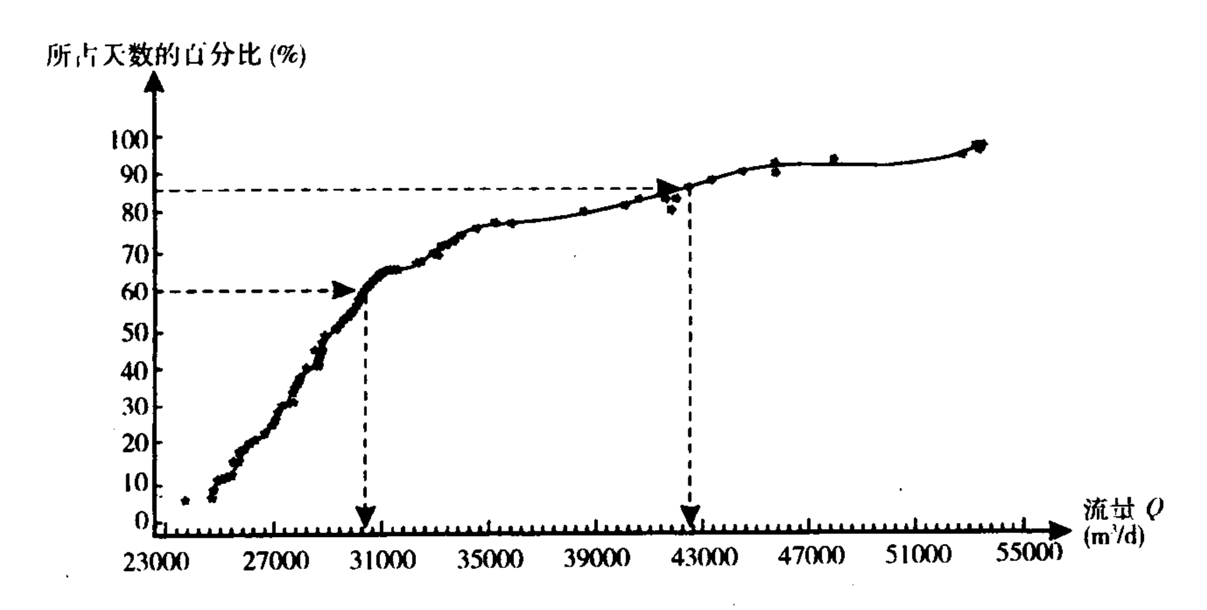


图 1.2 1984～1989 年期间丹麦 Lundtofte 污水处理厂进水的百分比分布图

在此，60%的百分比数值确定为 $Q_{d,av}$，即 30 400 m³/d，而 85%的百分比数值确定为 $Q_{d,max}$，即 42 500 m³/d，数据取自参考资料[24]

在参考资料中[9]，描述了检验不规则性的简便方法。图 1.3 中所示的进入 Søholt 处理厂（丹麦）的进水数据是按时间顺序排列的，从图上看出，每天大于 4 mm 的降雨量对进水产生了怎样的影响，同样可看出明显的周变化，每逢周六和周日时，进水量是低的。

通过在对数坐标纸上绘制一组数据可以确定这些数据是按正态分布，还是按对数正态分布。用普通等分 X 轴坐标纸绘图，正态分布的数据为一条直线，当在带有对数刻度 X 轴的对数坐标纸上绘图时，对数正态分布的数据为一条直线。通过绘图，可以找出平均值（平均数值）和分布范围。应注意，在对数正态分布中的平均值与 50%的概率值是不相吻合的，必须依据表 1.1 的公式计算。

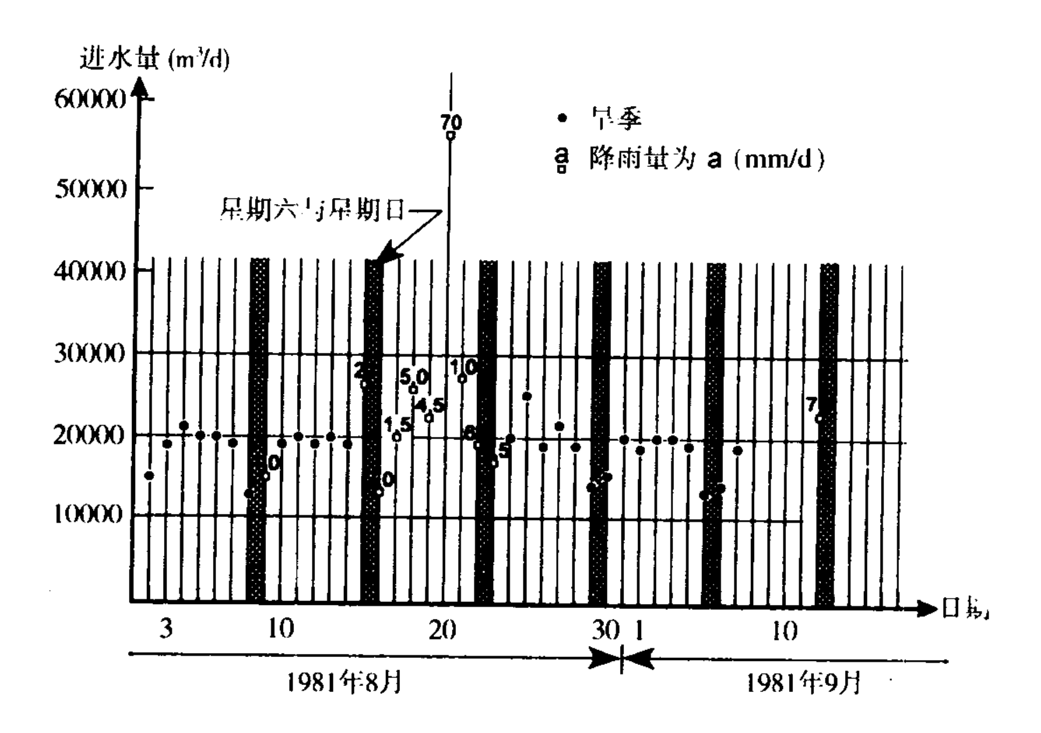


图 1.3 Søholt 污水处理厂进水（丹麦 Silkeborg）

在对数坐标纸上绘制数据线确定平均值和分布范围 表 1.1

正态分布（在带标准 X 轴的对数坐标纸上成直线）		对数正态分布（在带对数 X 轴的对数坐标纸上成直线）
平均值	$\overline{X}=f(50\%)$	$\lg\overline{X}=\lg[f(50\%)]+1.1513\,s^2$
分布范围	$s=f(84\%)-f(50\%)$	$s=\lg[f(84\%)]-\lg[f(50\%)]$
或	$s=f(50\%)-f(16\%)$	或 $s=\lg[f(50\%)]-\lg[f(16\%)]$

图 1.4 为对数坐标纸上绘出的丹麦 Sjælsø 处理厂进水量数据图，显而易见，最大小时流量 $Q_{h,max}$ 和每日的进水量可假定为对数正态分布，而最大秒流量却不是规则的直线。

图 1.5 绘出了在旱季若干天内，流到丹麦 Ejby Mølle 处理厂的最大小时流量图。这些数据点在普通对数坐标纸上具有相当好的线性，可以把它们作为正态分布对待，最大小时平均流量 $Q_{h,max}$ 可按 50%的概率读出：$Q_{h,max}=3\,175\,m^3/h$

【例 1.1】 流入 Ejby Mølle 处理厂的旱季最大小时流量分布范围是多少？旱季最大小时流量小于 $3\,650\,m^3/h$ 的天数占旱季天数的百分数是多少?

$$s=f(84\%)-f(50\%)=3\,525-3\,175=350\,m^3/h$$

分布范围 s，可确定为 84%概率曲线值与 50%概率曲线值之差，见表 1.1。

借助于该曲线，可得出 90%的天数，最大时流量将小于或等于 $3\,650\,m^3/h$。

1.1.3 污水水量的估算

如果不能获得足够的污水流量测定数据，就必须进行估算和计算，为此目的，可以将污水分成具有代表性的几个组成部分：

- 生活污水；
- 工业和公共设施污水；
- 入渗水。

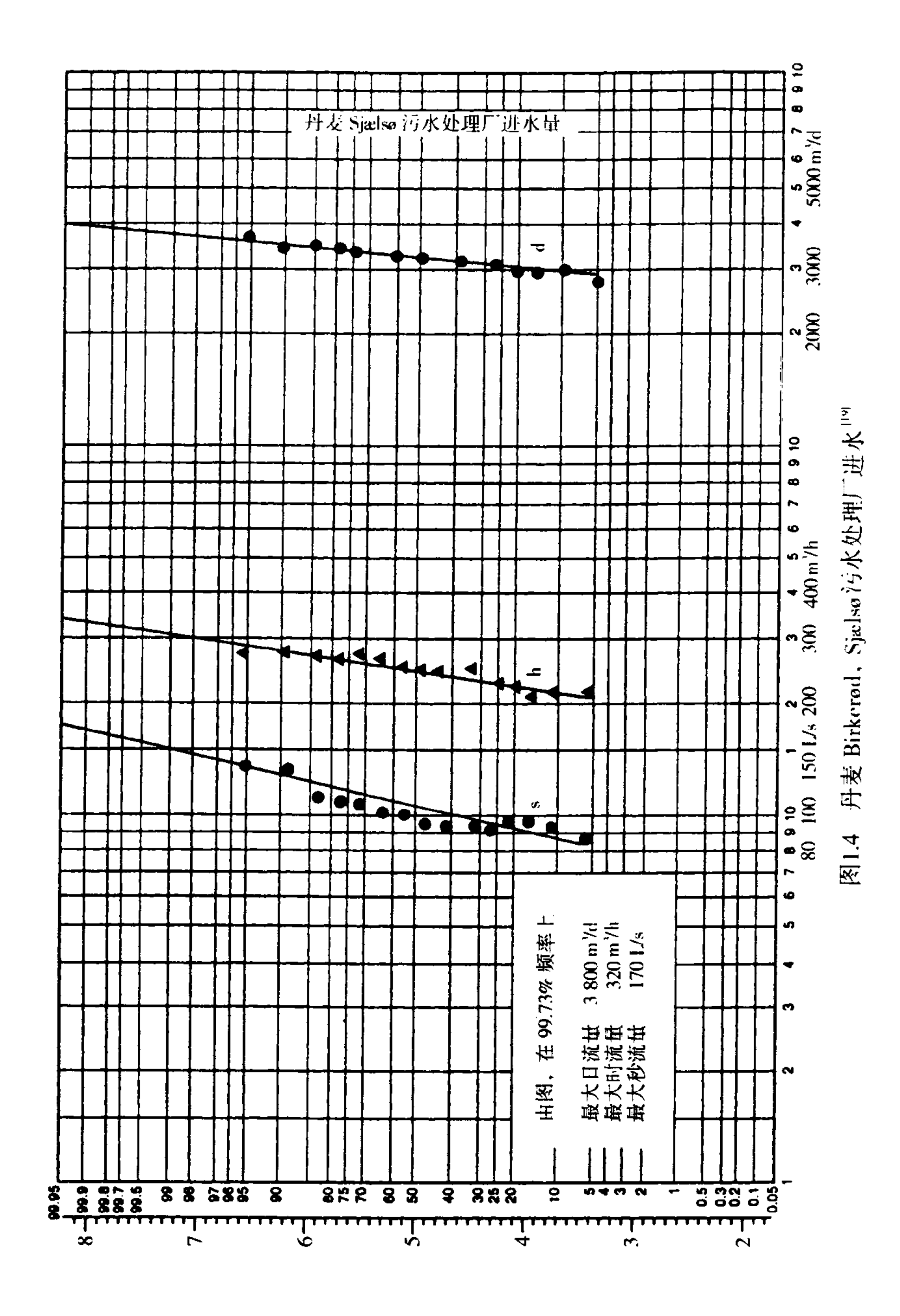


图1.4 丹麦 Birkerød，Sjælsø污水处理厂进水[19]

就生活污水而言，可按图 1.6 所示的方法计算，这种算法的基础是人口数及其每年所产生的污水量 $Q_{yr,pers}$。在表 1.2 中给出了 $Q_{yr,pers}$ 的数值概念，但所表示的仅是粗略的近似平均值。根据年污水量，可进行其他计算或估算，见图 1.6。

【例 1.2】 Heraklion 城位于希腊克里特岛的北部沿海地区，她拥有一个精美的博物馆，博物馆内藏有来自附近古城 Knossos 的物品，确实值得一游。

不包括入渗和渗漏水量，计算克里特岛上 Heraklоin 城的最大小时生活污水量，人口总数共计 12 万人。

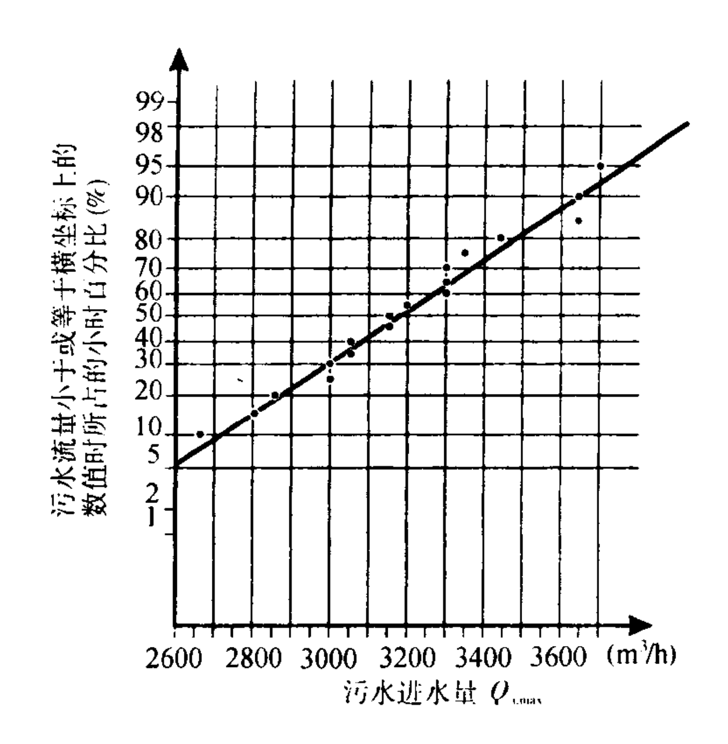


图 1.5 丹麦 Odense 的 Ejby Mølle 污水处理厂进水（无降雨日数个 24 h 周期的数据）[20]

人均污水量（不包括工业污水）[2] [3] [4] [5] [6] [7] [8] 表 1.2

国家	年份	m³/（人·a）(不包括入渗水量)	m³/（人·a）(包括入渗水量)	国家	年份	m³/（人·a）(不包括入渗水量)	m³/（人·a）(包括入渗水量)
阿尔巴尼亚	1977		60	瑞士	1976	95	
阿尔及利亚	1977	40		西班牙	1969	50	
澳大利亚	1981		90	西班牙	1977	90	
奥地利	1969	50		瑞典	1970	85	
比利时	1969	30		瑞典	1976	75	
巴西	1975		90	瑞典	1978	85	
丹麦	1982	55		叙利亚	1977	35	
埃及	1977	55		荷兰	1970	35	
芬兰	1973		210	荷兰	1976	50	
法国	1975		75	突尼斯	1977	30	
法国	1976	35		土耳其	1977	50	
希腊	1975	60		英国	1969	60	
意大利	1970	85		英国	1976		70
意大利	1972	80		美国	1977	140	
挪威	1978	55		西德	1970	40	
瑞士	1969	100		西德	1976	55	

从表 1.2 查到，希腊每人每年污水量大约为 60 m³。

$Q_{yr,pers} = 60\ m^3/(a·人)$

$N = 120000$ 人

$Q_{yr} = Q_{yr,pers}N = 60\,m^3/(a\cdot人) \times 120\,000$ 人

$Q_{yr} = 7.2\times10^6\,m^3/a$

$Q_{d,av} = Q_{yr} / 365 = (7.2\times10^6\,m^3/a) / 365 = 19\,700\,m^3/d$

小时系数 $t_{h,d}$，按一般城镇确定为 15 h/d（见图 1.6）。

$Q_{h,max} = Q_{d,av} / t_{h,d} = (19\,700\,m^3/d) / (15\,h/d) = 1\,315\,m^3/h$

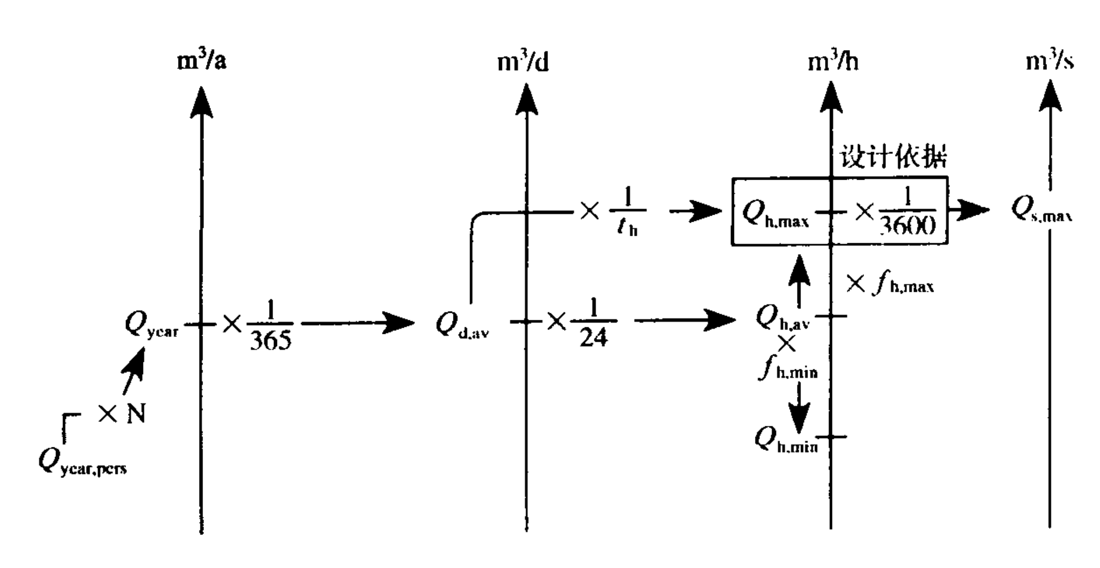


图 1.6 生活污水流量计算

生活污水量:

$Q_{yr,pers} = 50\sim100\,m^3/(人\cdot a)$（见表 1.2）

$t_{h,d}$ = 14～18（大城镇）

10～14（小城镇）

$f_{h,max}$ = 1.3～1.7（大城镇）

1.7～2.4（小城镇）

$f_{h,min}$ = 0.2～0.4

Q_y ——旱季，年污水量（m³/a）；

$Q_{yr,pers}$——每人每年的污水量（m³/a）；

$Q_{d,av}$ ——旱季，一年内，污水平均日流量（m³/d）；

$Q_{h,av}$ ——旱季，一年内，污水平均时流量（m³/h）；

$Q_{h,max}$ ——旱季，一年数天内，污水最大时流量（m³/h）；

$Q_{s,max}$ ——旱季，最大平均时流量内，污水平均秒流量（m³/s）；

$Q_{h,min}$ ——旱季，一年的数天期间，污水最小时流量（m³/h）；

N ——人数； $t_{h,d}$ ——时变化系数（h/d）；

$f_{h,max}$ ——最大时变化系数； $f_{h,min}$——最小时变化系数

对于工业和公共设施污水，可按图 1.7 所示步骤进行计算，在这里基本算法还是每年产生的污水，对于工业污水，常用生产单位产品产生的污水量和每年生产单位产品的数量来计算（以酿酒厂为例，年产 10^6 百升啤酒，每百升产 0.6 m³ 污水，酿酒厂总污水产生量为 $0.6\times10^6\,m^3/a$）。表 1.3 给出了各种不同工业的污水产生量概况，而表 1.4 给出的则为各种公共设施污水的基本数据。

【例 1.3】 年洗 12 000 t 的洗衣房，计算最大时污水流量（每周 5 d 工作日，每个工作日工作 14 h）？

从表 1.3 找出，洗衣房每洗 1 t 衣物产生 20～60 m³ 污水，在此，估算为每洗 1 t 产生 50 m³ 污水。

$Q_{yr} = (12\,000\,t/a)\times(50\,m^3/t) = 600\,000\,m^3/a$

每年的工作日数 $t_{d,yr}$ 估算为：

$45\,w/a\times5\,d/w = 225\,d/a$

$Q_{d,av} = Q_{yr} / t_{d,yr} = (600\,000\ m^3/a) / (225\ d/a) = 2\,670\ m^3/h$

时变化系数 $t_{h,d}$ 估算为 12 h/d（14 h 工作期间，每小时产生的污水不相同）

$Q_{h,max} = Q_{d,av} / t_{h,d} = (2\,670\ m^3/d) / (12\ h/d) = 220\ m^3/h$

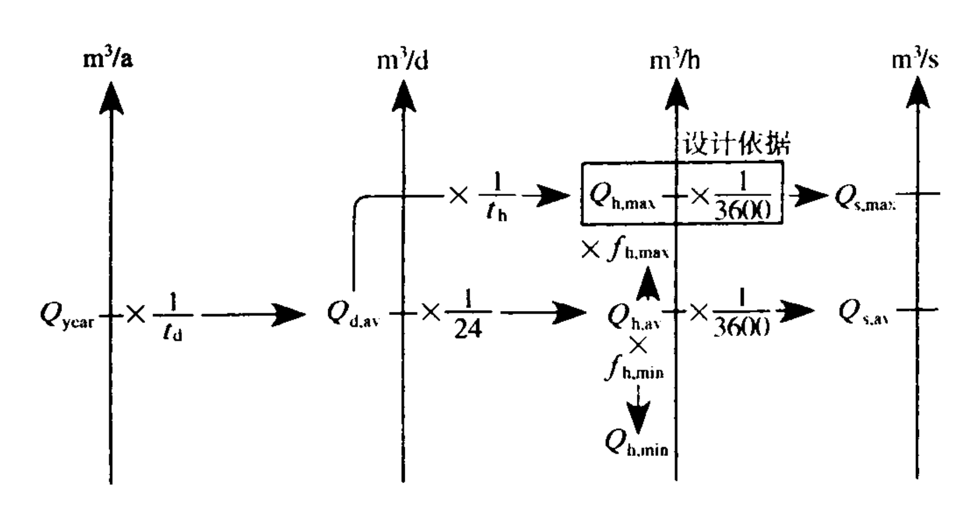


图 1.7 工业及公共设施污水量计算

工业及公共设施污水量

Q_{yr} =可变性最大（见表 1.3 和表 1.4）

$t_{h,yr}$ =100～365（典型值 225～275）

$t_{h,d}$ =4～24（典型值 6～8）

$f_{h,max}$ =1～6（典型值 3～4）

$f_{h,min}$ =0.1～0.2

Q_y ——旱季，年污水量（m^3/a）；

$Q_{d,av}$ ——旱季，一年内污水平均日流量（m^3/d）；

$Q_{h,av}$ ——旱季，一年内污水平均时流量（m^3/h）；

$Q_{h,max}$ ——旱季，一年内数天，污水最大时流量（m^3/h）；

$Q_{s,max}$ ——旱季，平均最大小时内平均秒流量（m^3/s）；

$Q_{s,av}$ ——在一年期间平均小时内污水平均秒流量（m^3/s）；

$Q_{h,min}$ ——旱季，在一年的数天期间，污水最小时流量（m^3/h）；

$t_{d,yr}$ ——日变系数（d/a）； $t_{h,d}$ ——时变化系数（h/d）；

$f_{h,max}$ ——最大时变化系数； $f_{h,min}$ ——最小时变化系数

工业污水种类、单位产量和浓度（1 kg BOD_7 约相当于 0.85 kg BOD_5）[12]　　表 1.3

工业/产品	耗水量	单位产品(原料)污水产量	单位产品污染物产量	污染物浓度(含量)	备注
奶品场					
市售牛奶	0.7～0.2 m^3/t	0.7～1.7 m^3/t	0.4～1.8 kg BOD7/t	500～1 500 g BOD_7/t	t = t 牛奶
乳酪	0.7～3.0 m^3/t	0.7～2.0 m^3/t	0.7～2.0 kg BOD7/t	1 000～2 000 g BOD_7/t	注意：pH 变化/排放
综合产品	0.7～2.5 m^3/t	0.7～2.0 m^3/t	0.7～2.0 kg BOD7/t	1 000～2 000 g BOD_7/t	
屠宰场					
屠宰		3～8 m^3/tp	7～16 kg BOD_7/tp	500～2 000 g BOD_7/tp	tp = t 产品
				10～20 g TP/tp	注意：强气味，浓毛，
屠宰+肉制品		3～12 m^3/tp	10～25 kg BOD_7/tp	500～2 000 g BOD_7/tp	消毒剂，耗水量变化
肉制品		1～15 m^3/tp	6～15 kg BOD_7/tp	500～1 000 g BOD_7/tp	大小取决于生产种类
酿酒厂					m^{3*} = m^3 产品
啤酒和软饮料	3～7 m^3/m^3	3～7 m^3/m^{3*}	4～15 kg BOD_7/m^3	1 000～3 000 g BOD_7/m^3	注意：高 pH

续表 1.3

工业/产品	耗水量	单位产品(原料)污水产量	单位产品污染物产量	污染物浓度(含量)	备注
罐头厂					
土豆(干法去皮)	2～4 m^3/t		3～6 kg BOD_7/t	1 000～2 000 g BOD_7/m^3	t = t 原料
土豆(湿法去皮)	4～8 m^3/t		5～15 kg BOD_7/t	2 000～3 000 g BOD_7/m^3	注意：可漂浮
甜菜头	5～10 m^3/t		20～40 kg BOD_7	3 000～5 000 g BOD_7/m^3	
胡萝卜	5～10 m^3/t		5～15 kg BOD_7/t	800～1 500 g BOD_7/m^3	
豌豆	15～30 m^3/t		15～30 kg BOD_7/t	1 000～2 000 g BOD_7/m^3	
蔬菜（混合生产）	20～30 m^3/tf				tf = t 加工产品
鱼	8～15 m^3/t	4～8 m^3/t	10～50 kg BOD_7/t	5 000～10 000 g BOD_7/m^2	t = t 原料
纺织工业					
工业总体	100～250 m^3/t	100～250 m^3/t		100～1 000 g BOD_7/m^3	t = t 原料
棉		100～250 m^3/t	50～100 kg BOD_7/m^3	200～600 g BOD_7/m^3	注意：高水温与 pH，
羊毛		50～100 m^3/t	70～120 kg BOD_7/m^3	500～1 500 g BOD_7/m^3	氯气，H_2S 气,危险化
合成纤维		100～250 m^3/t	15～30 kg BOD_7/m^3	100～300 g BOD_7/m^3	学品（过敏性反应）
制革厂			30～100 kg BOD_7/m^3	1 000～2 000 g BOD_7/m^3	
混合生产	20～70 m^3/t	20～70 m^3/t	1～4 kg Cr /t	30～70 g Cr/ m^3	t = t 原料
皮革	20～40 m^3/t	20～40 m^3/t	0～100 kg S^2/t	0～100 g S^2/t	注意：铬，pH 变化，
毛皮	60～80 m^3/t	60～80 m^3/t	10～20 kg TN/t	200～400 g TN/m^3	污泥和毛状物
洗衣房					t = t 洗涤物
湿洗	20～60 m^3/t	20～60 m^3/t	20～40 kg BOD_7/t 10～20 kg TP/t	300～800 kg BOD_7/m^3 10～50 g TP/m^3	使用逆流洗涤的洗衣房约降低 70%的耗水量，但同样有污染物排放（kg BOD_7/ t） 注意：高温
电镀工业	20～200 L/m^2	20～200 L/m^2 < 1 m^3/h* 最大 10 m^3/h	3～30 g hm/m^2 2～20 g CN/m^2	在厂内处理前： 约 150 g hm/m^2 约 100 g CN/m^2 在厂内处理后： 1～10 g hm/m^2 0.1～0.5 g CN/m^2	m^2 = m^2 表面积 hm = 重金属 *50%的电镀工业排放量小于 1 m^3/h 注意：溶剂，氰化物，高 pH 值，重金属，复合清洗物
电子电路工业	0.5～1.5 m^3/m^2	0.5～1.5 m^3/m^2	100～200 g Cu/m^2 0～5 g Sn/m^2 0～5 g Pb/m^2	100～200 g Cu/m^3 0～5 g Sn/m^3 0～5 g Pb/m^3	m^2 = m^2 绝缘板
图片洗印厂	0.5～1.5 m^3/m^2	0.5～1.5 m^3/m^2	200～400 g BOD_7/m^2	400～700 g BOD_7/m^3 50～100 g EDTA/m^3	m^2 = m^2 感光胶片 注意：通过接触对皮肤有危险，过敏反应

续表 1.3

工业/产品	耗水量	单位产品(原料)污水产量	单位产品污染物产量	污染物浓度(含量)	备注
印刷厂	30～40 m³/d	30～40 m³/d	约 7 kg Zn/d 约 0.04 kg Ag/d 约 0.03 kg Cr/d 约 0.01 kg Cd/d	170～230 g Zn/m³ 1.0～1.3 g Ag/m³ 0.8～1.0 g Cr/m³ 0.2～0.3 g Cd/m³	损耗以生产中的调查为准。该表所示为平均一台印刷机每天耗水 30～40 m³/d 注意：溶剂，酸
车辆修理/冲洗 轿车 载重车	约 400 L/(Lt) 约 200 L/(Ht) 约 1 200 L/(Ht)				注意：溶剂 Lt = 低压冲洗 Ht = 高压冲洗

各种公共设施的污水量 **表 1.4**

类型	污水量（m³/a）	单位	资料来源
学校	8～10	学生	[10]，[2]
工作场所	15～20	雇员	[10]，[2]
营地	25～30	每天每人	[2]
村舍，别墅	40～60	别墅	
军事设施	50～60	永久居住者	[10]
	15～20	雇员	[10]
医院	150～250	床	[10]，[2]，[11]
疗养院、休养地	100～150	床	[10]
旅馆、宿舍	60～100	床	[10]，[2]
饭店等	100～150	雇员	[10]
游泳浴场	50～60	每天每个游客	[10]，[2]

【例 1.4】 计算一个平均 700 人的野营地，在 5 月 15 日～10 月 1 日旺季期间的最大时流量。

从表 1.4 中查到 $Q_{yr,pers} = 25\sim30\,m^3/(人\cdot a)$，取 $Q_{yr,pers}$ 为 $30\,m^3/(人\cdot a)$：

$$Q_{yr} = NQ_{yr,pers} = 700\ 人 \times 30\,m^3/(人\cdot a) = 21\,000\,m^3/a$$

日变系数 $t_{d,yr}$ 等于野营地开放天数，即 135 d：

$$Q_{d,av} = Q_{yr} / t_{d,yr} = 21\,000\,m^3/a \,/\, 135\,d/a = 156\,m^3/d$$

时变化系数 $t_{h,d}$ 较高，约为 6 h/d：

$$Q_{h,max} = Q_{d,av} / t_{h,d} = 156\,m^3/d \,/\, 6\,h/d = 26\,m^3/h$$

图 1.8 表示如何估算入渗水量，一般来说，入渗水量取决于污水系统的长度、总体状况和收集区域内的地下水位，入渗水量通常按面积估算，度量单位为 L/(s·ha)（注：ha 为公顷，$1\,ha = 1\times10^4\,m^2$）。但也有一些计算公式按单位长度污水管的入渗水量计算[13]。最简单但不太可靠的方法是设定入渗水量为污水总量的某个百分数（例如 50%～100%）。

渗入水量也可能是负值（即渗出量），特别是在温暖而干燥的气候条件下，渗出量

可达到排入污水管污水量的 50%。即使在丹麦，在污水管位于地下水位之上且维护不好的某些地方，渗出水量也相当可观。

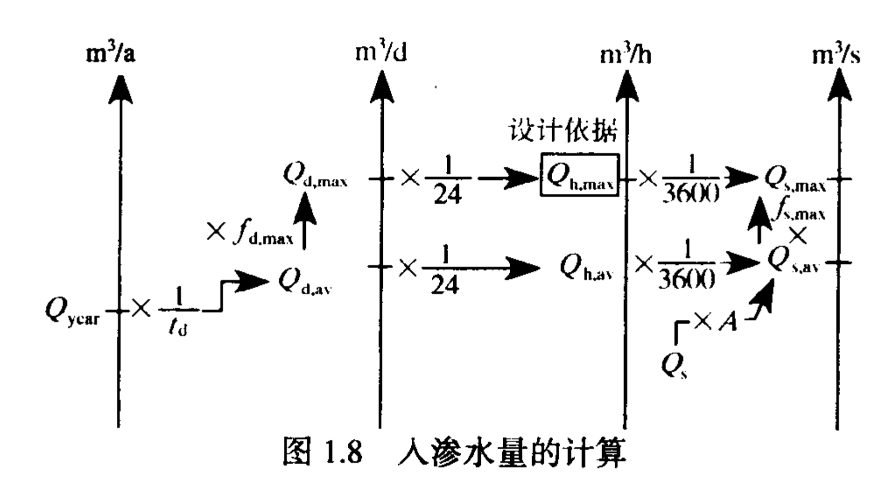


图 1.8 入渗水量的计算

入渗水量:

$Q_{s,A}$ = 0.02～0.06 L/(s·ha)

$t_{d,yr}$ = 200～365

$f_{d,max}$ = 2～3

$f_{s,max}$ = 0.1～0.2

Q_{yr} ——年入渗水量（m³/a）；

$Q_{d,av}$ ——在入渗期内，每天的平均入渗水量（m³/d）；

$Q_{d,av,max}$ ——年内入渗水量最高月，日平均入渗量（m³/d）；

$Q_{h,max}$ ——年内入渗水量最高月，时平均入渗水量（m³/h）；

$Q_{s,A}$ ——入渗期内每公顷每秒平均入渗水量（L/(s·ha)）；

$Q_{s,av}$ ——入渗期平均秒入渗水量（L/s）；

$Q_{s,max}$ ——年入渗最高月内，平均秒入渗水量（m³/s）；

A ——汇水面积（ha）；

$t_{d,yr}$ ——日变化系数（d/a）；

$f_{d,max}$ ——最高月的日变化系数；

$f_{s,max}$ ——最高月的秒变化系数

【例 1.5】 计算收集区面积为 20 ha 的日最大渗入水量。

图 1.8 指出 $Q_{s,A} = 0.02 \sim 0.06$ L/(s·ha)，取为 $Q_{s,A} = 0.05$L/(s·ha)

$Q_{d,av} = Q_{s,A} \times 3\,600$ s/h × 24 t/d × A = 0.05 L/(s·ha) × 3 600 s/h × 24 t/d × 20 ha

= 80 400 L/d = 86.4 m³/d

以图 1.8 为基准，最大日变化系数 $f_{d,max}$ 估算为 2.5：

$Q_{d,max} = Q_{d,max} \times f_{d,max}$ = (86.4 m³/d) × 2.5 = 216 m³/d

$Q_{s,max}$ 值可直接用 $Q_{d,max}$ 除以(24 × 3 600)，因此：

$Q_{s,max} = Q_{d,max}$ / (24×3 600) = (216 m³/d) / (24 × 3 600 s/d) = 0.0025 m³/s

$Q_{s,max}$ = 2.5 L/s

通过计算生活污水、工业污水和入渗水的最大时流量，可得到 $Q_{h,max}$，该值可在以后的设计中采用。

$$Q_{h,max} = Q_{h,max}(生活) + Q_{h,max}(工业) + Q_{h,max}(入渗) \quad (1.1)$$

1.1.4 人口当量

有时污水量采用单位人口当量（PE）计算，对于水量来说，1 PE = 0.2 m³/d。

单位人口当量 PE 与每人的真实污水量是无关的，见例 1.6。人口当量还有其他方式

的定义（PE_{BOD}、PE_{SS}、PE_N 等），因此，当提及 PE 数值时，应注意所采用的是什么基准。1 PE_{BOD} 为 60 g BOD/d，1 个 PE 也相当 125 g COD/d、13 g N/d 和 2.5 g P/d，其值因国而异。

【例 1.6】 一个 1 000 人居住的集水区域，耗水量为 150 m^3/d，到达处理厂的污水量为 250 m^3/d。在污水量基础上，找出入渗水量和人口当量数。

入渗水量约等于污水量与耗水量之差：

Q（入渗水量）= 250 - 150 = 100 m^3/d

人口当量为：

PE = Q（污水量）/ 0.2 = (250 m^3/d) / (0.2 m^3/ (PE·d)) = 1 250 PE

1.1.5 污水量的预测

当扩建和重建污水处理厂时，需要预测未来 10～20 a 的污水量。在 50 年代和 60 年代，世界上许多地方的单位污水量的增长比较稳定，但从 70 年代开始出现了变化，单位污水量或者不变（家庭污水）或是实际下降（工业污水）。水和污水服务的收费使工业耗水量和污染物排放量明显降低（许多地区按污染负荷付费），污水管道系统的更新也促使污水量减少。

污水量的预测分析应以汇水区域的人口增长和工业生产增加为依据，相关数值可在城镇发展规划中找到。

例 1.7 给出了丹麦 Nykøbing Falster 市的污水量计算和预测分析 [14]。

【例 1.7】 Nykøbing F（丹麦）污水处理厂的污水量计算（屠宰场为 FSA，蔬菜罐头厂为 Samodan [14]）

类别		表注编号	北厂汇水			南厂汇水		
			1980	1987	2005	1980	1987	2005
旱季年污水量								
家庭	百万 m^3/a	①	0.69	1.00	1.24	0.22	0.29	0.35
屠宰场	百万 m^3/a	②	0.2	0.37	0.37			
蔬菜罐头厂	百万 m^3/a	③	0.05	0.06	0.07			
其他工业	百万 m^3/a	④	0.55	0.79	1.02	0.11	0.25	0.39
入渗水量	百万 m^3/a	⑤	0.60	0.80	0.80	0.20	0.25	0.25
总计	百万 m^3/a		2.14	3.02	3.50	0.53	0.79	0.99
旱季平均污水量（工作日）								
家庭	m^3/d	⑥	1 890	2 740	3 400	600	790	960
屠宰场	m^3/d	⑦	1 000	1 480	1 480			
蔬菜罐头厂	m^3/d	⑧	250	300	350			
其他工业	m^3/d	⑦	2 200	3 160	4 080	440	1 000	1 560
渗入水量	m^3/d	⑥	1 640	2 190	2 190	550	680	680
总计	m^3/d	⑨	6 980	9 870	11 500	1 590	2 470	3 200
旱季平均最大小时污水量（工作日）								
家庭的	m^3/h	⑩	160	230	285	50	65	80
屠宰场	m^3/h	⑪	165	245	245			

类别		表注编号	北厂汇水			南厂汇水		
			1980	1987	2005	1980	1987	2005
蔬菜罐头厂	m^3/h	⑪	40	50	60			
其他工业	m^3/h	⑫	275	395	510	55	125	195
渗入水量	m^3/h		70	90	90	25	30	30
总计	m^3/h		710	1 010	1 190	130	220	305

① 设定的耗水量：1980 年：55 m^3/(人·a)，1987：65 m^3/(人·a)和 2005 年 80 m^3/(人·a)；

② 根据 1971～1976 年的耗水量估算，屠宰场已计划扩大生产，每周屠宰生猪最多 8 000 头(1979 年每周为 4 800 头)；

③ 根据 1971～1976 年的耗水量估算；

④ 与工业区相对应的总污水量（根据耗水量和大用户的减少量）被划分为南北厂收水区，新开发的工业区已计入（例如按 5 000 m^3/(ha ·a)），假定现有工业的耗水量在规划区内没有变化；

⑤ 入渗水量按 0.15 m^3/a（约 0.05 L/(s·ha)）估计；

⑥ 耗水时间按 365 d/a 计；

⑦ 耗水时间按 250 d/a 计；

⑧ 耗水时间按 200 d/a 计；

⑨ 在 1979 年前半年，北厂的工作日旱季平均污水量测定值约为 6 400 m^3/d；

⑩ 平均日的时变系数为：2；

⑪ 平均日的时变系数为：4（根据 1979 年测定结果）。

1.2 污水水质组成

如表 1.5 所示，污水的组成成分可以分成几个主要的不同类别，下文中所说的不同种类污水的成分基于生活污水和不受主要工业污水影响的市政污水。

污水的组成成分 [15] **表 1.5**

成分	代表性物质	对环境的影响
微生物	病原菌、病菌和蛔虫卵	当洗浴和食用水生壳类动物时危险
可生物降解的有机物	河、湖、峡湾中的氧枯竭	
其他有机物	洗涤剂、农药、油脂、颜料、溶剂、酚、氰化物	毒性影响，感官不快，生物累积
营养物	氮、磷、氨	富营养化，氧枯竭，毒性影响
金属	Hg Pb Cd Cr Cu Ni	毒性影响，生物累积
其他无机物	酸如：H_2S，碱	腐蚀，毒性
热效应	热水	改变植物群落和动物群体的生存条件
臭味（和味道）	H_2S	毒性影响，感官不快
放射性	毒性影响，累积性	

1.2.1 生活污水和城市污水

每人每天或每年的污染负荷可作为评价污水成分的良好基础。表 1.6 为不同国家的数据，其中相当大的部分为估计值。生活污水和市政污水的成分明显因时因地而异，部分缘于所排放物质量的变化，但主要原因是耗水量、渗入水量和渗漏水量的变化，表 1.7～表

1.9、表 1.12 给出了典型生活污水和市政污水的成分，高浓度污水代表低耗水量及低渗入水量的情况，低浓度污水代表高耗水量及高入渗水量的情况。污水中各种物质之间的比值影响着处理工艺的选择和功能，表 1.12 所示的为典型比值，COD/BOD 比值高表示有机物降解困难，COD/TN 比值高有利于脱氮，而 VSS/SS 比值高表示悬浮固体中有机物含量高。

与人有关的污染负荷[2] [3] [5] [16] [17] [18] 表 1.6

污染物	单位	国别									
		丹麦	巴西	埃及	印度	意大利	瑞典	土耳其	乌干达	美国	德国
BOD	kg / (人·a)	20~25	20~25	10~15	10~15	18~22	25~30	10~15	20~25	30~35	20~25
SS		30~35	20~25	15~25		20~30	30~35	15~25	15~20	30~35	30~35
TN		5~7	3~5	3~5		3~5	4~6	3~5	3~5	5~7	4~6
TP		1.5~2	0.6~1	0.4~0.6		0.6~1	0.8~1.2	0.4~0.6	0.4~0.6	1.5~2	1.2~1.6
洗涤剂		0.8~1.2	0.5~1	0.3~0.5		0.5~1	0.7~1.0	0.3~0.5		0.8~1.2	0.7~1.0
酚	g / (人·a)	10~20		3~10		3~10		3~10			
Hg		0.1~0.2		0.01~0.2		0.02~0.04	0.1~0.2	0.01~0.02			
Pb		5~10		5~10		5~10	5~10	5~10			
Cr		2~4		2~4		2~4	0.5~1.5	2~4			
Zn		15~30		15~30		15~30	10~20	15~30			
Cd		0.2~0.4					0.5~0.7				
Ni		2~4					0.5~1.0				

一般可以认为： COD = (2~2.5) × BOD，VSS = (0.7~0.8) × SS，NH_3-N = (0.6~0.7) × 总氮

生活污水中营养物的典型含量[17] [25] [26] 表 1.7

分析参数	符号	单位③	污水类型			
			高浓度	中等浓度	低浓度	超低浓度
总氮	C_{TN}	g N/m³	80	50	30	20
铵氮 NH4-N①	C_{NH4}	g N/m³	50	30	18	12
NO_2-N	S_{NO2}	g N/m³	0.1	0.1	0.1	0.1
NO_3-N	S_{NO3}	g N/m³	0.5	0.5	0.5	0.5
有机氮	$C_{org\text{-}N}$	g N/m³	30	20	12	8
凯氏氮 KTN②	C_{TKN}	g N/m³	80	50	30	20
总磷	C_{TP}	g P/m³	23 (14)④	16 (10)	10 (6)	6 (4)
正磷酸盐	S_{PO4}	g P/m³	14 (10)	10 (7)	6 (4)	4 (3)
聚磷酸盐	$S_{p\text{-}P}$	g P/m³	5 (0)	3 (0)	2 (0)	1 (0)
有机磷酸盐	$C_{org\text{-}P}$	g P/m³	4 (4)	3 (3)	2 (2)	1 (1)

① $NH_3+NH_4^+$；② org-N + NH_3 + NH_4^+；③ g/m³ = mg/L = ppm；④ 括号中数值为使用无磷洗涤剂汇水区的数值。

生活污水中有机物的典型平均含量[17][25][26]

表 1.8

分析参数	符号	单位①	污水类型			
			高浓度	中等浓度	低浓度	超低浓度
生化需氧量，BOD						
最终	C_{BOD}	g O_2/m^3	530	380	230	150
7d	C_{BOD7}	g O_2/m^3	400	290	170	115
5d	C_{BOD}	g O_2/m^3	350	250	150	100
可溶性的	S_{BOD}	g O_2/m^3	140	100	60	40
可溶性非常容易降解的	S_{BOD}	g O_2/m^3	70	50	30	20
沉淀 2 h 后	S_{BOD}（2h）	g O_2/m^3	250	175	110	70
重铬酸钾法化学需氧量，COD						
总的	S_{COD}	g O_2/m^3	740	530	320	210
可溶性的	S_{COD}	g O_2/m^3	300	210	130	80
悬浮的	X_{COD}	g O_2/m^3	440	320	190	130
沉淀 2 h 后	C_{COD}（2h）	g O_2/m^3	530	370	230	150
惰性的，总的	C_I	g O/m^3	180	130	80	50
可溶性	S_I	g O_2/m^3	30	20	15	10
悬浮的	X_I	g O_2/m^3	150	110	65	40
可降解的，总的		g O_2/m^3	560	400	240	160
非常容易降解的	X_{HAXCOD}	g O_2/m^3	90	60	40	25
容易降解的	S_{SCOD}	g O_2/m^3	180	130	75	50
可慢速降解的	X_{COD}	g O^2/m_3	290	210	125	85
异养菌	X_H	g O_2/m^3	120	90	55	35
反硝化菌	$X_{H,D}$	g O_2/m^3	80	60	40	25
自养菌	X_A	g O_2/m^3	1	1	0.5	0.5
高锰酸钾法化学需氧量，COD_P						
总的	C_{CODP}	g O_2/m^3	210	150	90	60
总有机碳	C_{TOC}	g C/m^3	250	180	110	70
碳水化合物		g C/m^3	340	24	15	10
蛋白质		g C/m^3	25	18	11	7
脂肪酸		g C/m^3	65	45	25	18
脂肪		g C/m^3	25	18	11	7
油脂		g/m^3	100	70	40	30
酚		g/m^3	0.1	0.07	0.05	0.02
酚酞酸盐 Phtalates, DEHP		g/m^3	0.3	0.2	0.15	0.07
邻基苯二甲酸 Phtalates, DOP		g/m^3	0.6	0.4	0.3	0.15
壬基苯酚, NPE		g/m^3	0.08	0.05	0.03	0.01
阴离子洗涤剂②		g LAS/m^3	15	10	6	4

① g/m^3= mg/L= ppm； ② LAS = 十二烷基磺酸盐。

生活污水中各种金属的典型含量 [17]　　　　表 1.9

分析参数	符号	单位①	污水类型			
			高浓度	中等浓度	低浓度	超低浓度
铝	C_{AL}	mg AL/m³	1 000	650	400	250
砷	C_{AS}	mg As/m³	5	3	2	1
镉	C_{Cd}	mg Cd/m³	4	2	2	1
铬	C_{Cr}	mg Cr/m³	40	25	15	10
钴	C_{Co}	mg Co/m³	2	1	1	0.5
铜	C_{Cu}	mg Cu/m³	100	70	40	30
铁	C_{Fe}	mg Fe/m³	1 500	1 000	600	400
铅	C_{Pb}	mg Pb/m³	80	65	30	25
锰	C_{Mn}	mg Mn/m³	150	100	60	40
汞	C_{Hg}	mg Hg/m³	3	2	1	1
镍	C_{Ni}	mg Ni/m³	40	25	15	10
银	C_{Ag}	mg Ag/m³	10	7	4	3
锌	C_{Zn}	mg Zn/m³	300	200	130	80

① mg/m³ = μg/L = ppb

生活污水中的不同参数 [17]　　　　表 1.10

分析/物质	符号	单位	污水类型			
			高浓度	中等浓度	低浓度	超低浓度
悬浮固体	X_{SS}	g SS/m³	450	300	190	120
挥发性悬浮固体	X_{VSS}	g VSS/m³	320	210	140	80
沉淀 2 h 后	X_{SS}	mL/L	10	7	4	3
沉淀 2 h 后，悬浮固体	X_{SS}	g/m³	320	210	140	80
沉淀挥发性悬浮固体	X_{VSS}	g/m³	220	150	90	60
沉淀 2 h 后悬浮固体		g SS/m³	130	90	50	40
大肠杆菌③④		个/m³	10^{12}	10^{12}	10^{12}	10^{12}
绝对粘度	μ_a	kg/(m·s)	0.001	0.001	0.001	0.001
表面张力		dyn/cm²	50	55	60	65
电导率		ms/m ①	120	100	80	70
pH		～	7～8	7～8	7～8	7～8
碱度	TAL	eqv/m³ ②	3～7	3～7	3～7	3～7
硫化物③		g S/m³	0.100	0.100	0.100	0.100
氰化物	C_{CN}	g/m³	0.050	0.035	0.020	0.015
氯化物④		g Cl/m³	500	360	280	200
硼		g B/m³	1.0	0.7	0.4	0.3
夏季温度（丹麦）		℃	20	18	15	15
冬季温度（丹麦）		℃	8	8	8	8

①mS/m = 10 μS/cm = 1 m mho/m；②1 eqv/m³ = 1 m eqv/L = 50 mg $CaCO_3$/L；③$H_2S + HS^- + S^{2-}$；④在给水中有 100 g Cl/m³。

表 1.11 给出了生活污水原水及其生物处理出水的大致微生物含量。

污水各种微生物（每 100 mL 污水） 表 1.11

	原污水	生物处理后
大肠杆菌	10^7	10^4
产气荚膜酸菌	10^4	3×10^2
粪便链球菌	10^7	10^4
沙门氏菌	200	1
弯曲杆菌	5×10^4	5×10^2
利斯特氏菌	5×10^3	50
金黄色葡萄球菌	5×10^4	5×10^2
大肠杆菌噬菌体	10^5	10^3
贾第鞭毛虫	10^3	20
蛔虫	10	0.1
肠道病毒	5 000	500
输状病毒	50	5
悬浮物（mg/100mL）	30	2

生活污水中的各种数值比 表 1.12

比值	低值	典型值	高值
COD/BOD	1.5～2.0	2.0～2.5	2.5～3.5
COD/TN	6～8	8～12	12～16
COD/TP	20～35	35～45	45～60
BOD/TN	3～4	4～6	6～8
BOD/TP	10～15	15～20	20～30
COD/VSS	1.2～1.4	1.4～1.6	1.6～2.0
VSS/SS	0.4～0.6	0.6～0.8	0.8～0.9
COD/TOC	2～2.5	2～5.3	3～3.5

1.2.2 污水水质变化情况

对于污水处理厂的设计、运行和控制，水和污染物负荷的每日、每周和每月波动情况是重要的。图 1.9 为 Lundtofte 处理厂的有机物每日变化情况（按 BOD_7 测定）。在图上可以看出，最大和最小小时进水负荷的比值为 10。

图 1.10 为每天进水中氮的变化示例，在这个例子中没有观测到明显的周变化。通常，市政污水的每天进水量就明显地表现出周变化，这对生物处理厂的运行特别重要，譬如 COD/N 的比值在星期六和星期日经常比一周内的其他日子低，这可能造成与脱氮有关的运行问题。

图 1.11 为一个处理厂进水 BOD 百分比图。一年内污水温度不断变化，其结果是各池中温度也发生变化，图 1.12 为两个活性污泥法处理厂的温度变化。

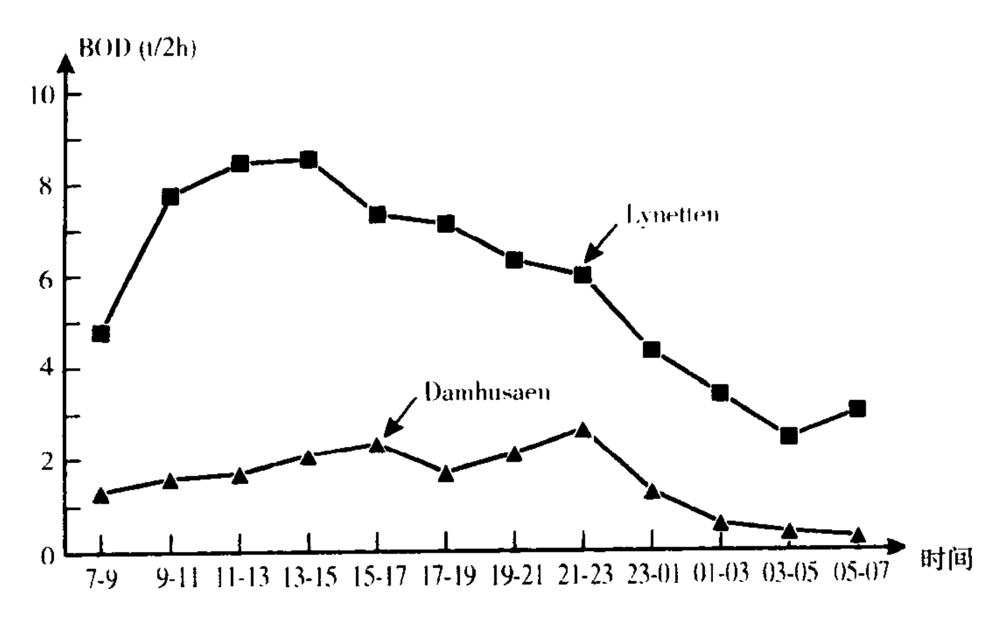


图 1.9 Lynetten 和 Damhuså 污水处理厂的进水 BOD 负荷

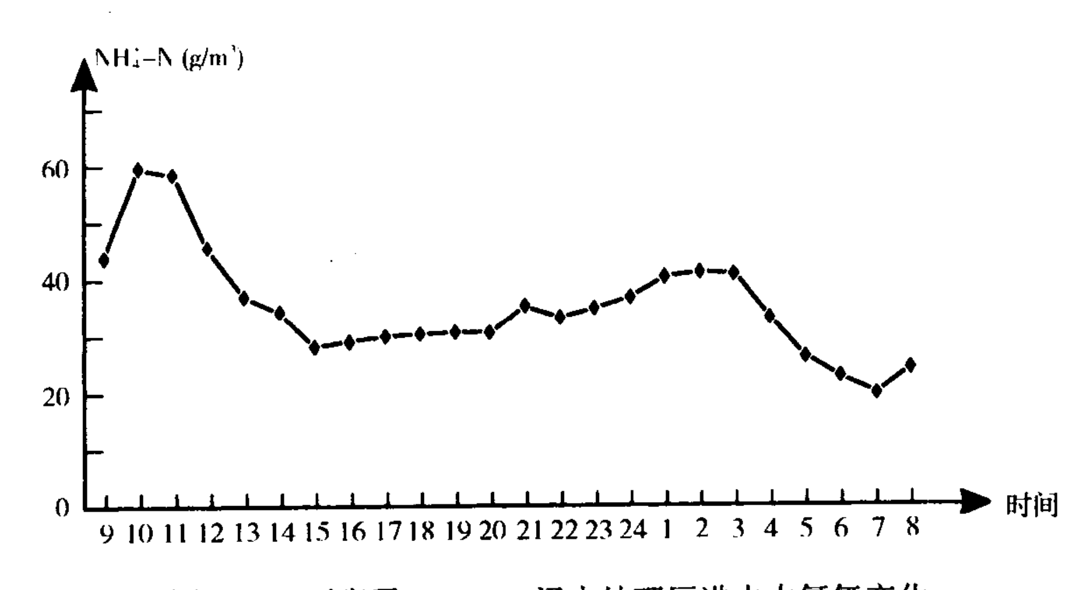


图 1.10 西班牙 Galindo 污水处理厂进水中氨氮变化

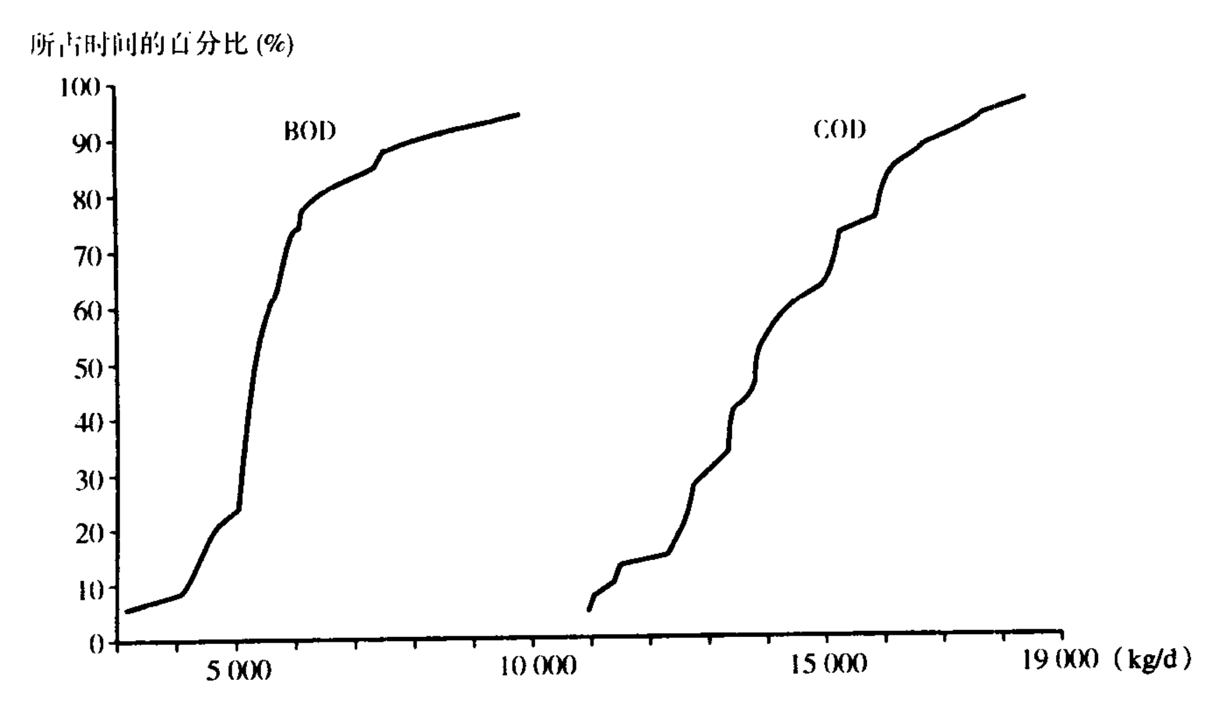


图 1.11 丹麦 Lundtofte 污水处理厂进水 BOD 和 COD 的百分比图

在此基础上可确定设计的负荷，例如最大设计负荷可以定为 85%处[24]

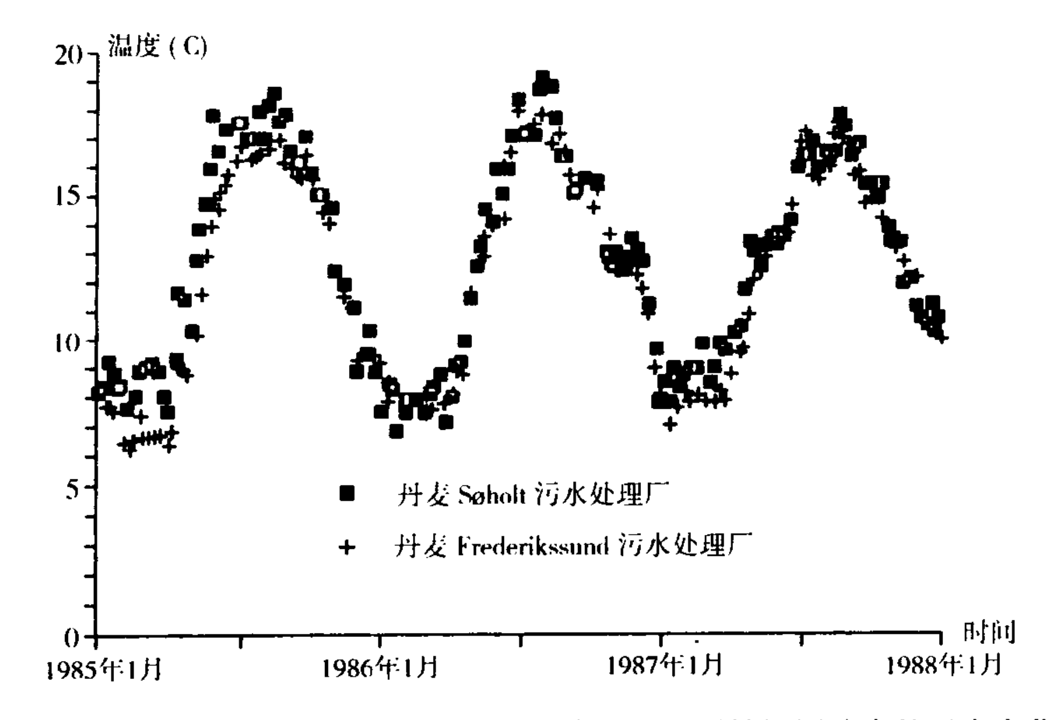


图 1.12 丹麦 Søholt 和 Frederikssund 污水处理厂活性污泥池中的温度变化[23]

参考文献

[1] Cowiconsult(1980): Tuelsørensningsanlæg. Driftsundersøgelser. (The Tuelsø Treatment Plant. Operational Examinations). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark.

[2] Triebel, W. (red.)(1982): Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik. (Wastewater Technique: Textbook and Manual) Bd. II. 3rd edition. Verlag von Wilhelm Ernst & Sohn, Berlin.

[3] Henze, M. (1977): Approaches and Methods in Estimation of the polluting Load from Municipal Sources in the Mediterranean Area. Paper for the Meeting of Experts on Pollutants from Land-based Sources, Geneva 19-24 Sept. 1977. United Nations Environment Programme (UNEP Project Med X).

[4] ASCE & WPCF(1977): Wastewater Treatment Plant Design. American Society of Civil Engineers and The Water Pollution Control Federation, New York, N.Y. (ASCE manuals and reports on engineering practice No. 36) (WPCF manual of practice No. 8)

[5] Andersson, L. (1978): Föroreningar i avloppsvatten från hushåll. (Pollutions in Dometic Wastewater). Statens Naturvårdsverk), Stockholm, Sweden.(SNVPM 1103).

[6] Østlandskonsult A/S (1978): Avløpsvannets mengde og sammensætning. (The Volume and Composition of Wastewater). PRA1.1. Statens Forurensningstilsyn / Østlandskonsult, Oslo, Norway.

[7] Barnes, D. et al. (1981): Water and Wastewater Engineering Systems. Pitman Books Ltd., London.

[8] Buky, J B(1981): Appropriate Water Supply and Sanitation Technology Activities of the World Bank. Lecture at meeting on October 13 in Hygiejneteknisk Faggruppe, The Danish Society of Chemical, Civil, Electrical and Mechanical Engineers, concerning"United Nations Drinking Water and Sanitation Decade".

[9] DIF(1981): Dansk Ingeniørforenings norm for vandforureningskontrol(Advice for Water Pollution Supervision). Teknisk Forlag, Copenhagen. (Normstyrelsens publikationer NP-150-R).

[10] SFT(1983): Retningslinjer for dimensionering av avløpsrenseanlegg(Guidelines for the Design of Wastewater Treatment Plants). Revised edition. Statens Forurensningstilsyn, Oslo, Norway. (TA-525).

[11] Andersen, E.Bahl(1973): Om vandforbtug, I: Kursus i vandforsyningsteknik XXII(About Water Consumption. Course in water supply technique XXII), The University of Århus, pp 127-157, Danish Water Supply Association, Århus, Denmark.

[12] VAV(1980): Kontroll av industriavlopp(Control of Industrial Effluent). Svenska Vatten-och Avloppsverksföreningen, Stockholm, Sweden (VAV Publikation P36).

[13] Andersen, E. Bahl et al. (1976): Afløbsteknik(Sanitary Engineering). 2nd edition. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[14] Cowiconsult (1980): Planlægning af spildevandsbehandling i Nykøbing F (Planning of Wastewater Treatment in Nykøbing F). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark.

[15] Forusreningsrådet (1971): Vandrensning(Water Treatment). Forureningsrådets Sekretariat, Copenhagen, Denmark. (Publication No. 11).

[16] EPA (1977): Process Design Manual. Wastewater Treatment Facilities for Sewered Small Communities. U. S Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. (EPA625/1-77-009)

[17] Henze, M. (1982): Husspildevands sammensætning (The Composition of Domestic Wastewater). Stads-og Havneingeniøren, 73, 386-387, Denmark.

[18] Lønholdt, J. (1973): Råspildevands indhold af BI5, N og P (The Content in Raw Wastewater of BOD, N and P). Stads-og Havneingeniøren, 64, 138-144, Denmark.

[19] Cowiconsult (1979): Sjælsø rensningsanlæg. Planlægning af udbygning(Sjælsø Treatment Plant. Planning the Expansion). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark.

[20] Cowiconsult (1979): Spildevandsplanlægning for Odense Kommune. Bearbejdning af måledata for årene 1975-1978 for rensningsanlæggene Ejby Mølle og Nordvestanlægget (Planning of Wastewater for the Municipality of Odense. Analysis of Measuring Data for the years 1975-1978 for the Treatment Plants Ejby Mølle and the North-West Plant). Cowiconsult Consulting Engineers and Planners AS, Virum, Denmark.

[21] Jensen, K. H.and M. Jørgensen(1974): Variationer i spildevands sammensætning. Individuelt kursus. (Variations in the Composition of Wastewater). Deparment of Environmental Engineering, The Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark.

[22] Villadsen, I.(1982): Statistiske meroder til dimensionering og drift af rensningsanlæg. Eksamensprojekt (Statistical Methods for the Design and Operation of Treatment Plants. Master thesis. The Department of Environmental Engineering and the Institute of Mathematical Statistics og Operations, The Technical University of Denmark, Lyngby,Denmark.

[23] VKI(1988): Temperaturforhold i danske renseanlæg -indledende undersøgelser (Temperatures in Danish Treatment Plants - Initial Examinations) Water Quality Institute, Hørsholm.

[24] Krüger(1989): Dispositionsforslag for N- og P-reduktion. Lyngby-Tårbæk Kommune. Renseanlæg Lundtofte. (Proposal for N and P Reduction. The Municipality of Lyngby-Tårbæk, Lundtofte Treatment Plant) I. Krüger AS, Copenhagen, Denmark.

[25] Henze, M.(1992): Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. Wat. Sci. Tech., 25,(6).

[26] Ødegaard, H. (1992): Norwegian Experiences With Chemical Treatment of Raw Wastewater. Presented at "Management of Waste Waters in Coastal Areas" Montpellier, France, 31 March - 2 April 1992.

第 2 章 污水与污泥特性

Mogens Henze

各种来源的不同分析测定方法可用于污水和污泥的特性分析，其中不少方法是专门为污水处理厂及其处理工艺开发的，下面将阐述一些有关分析测定和特性分析的方法，有关这方面的更详细论述可参见参考文献[1][2][3]。

2.1 悬浮固体

将污染物划分为溶解性与悬浮性固体是必要的，这是因为许多处理工艺仅对其中一类污染物有效，而对另一类污染物则无效的。

溶解性与悬浮性固体的划分并不很明确。在丹麦，使用的是孔径为 1.6 μm 的过滤器（GF/A 型过滤器），该过滤器能截留水中大部分细菌与其他颗粒。而许多其他国家则使用孔径为 1 μm（GF/C）或 0.45 μm 左右的过滤器。毫无疑问，这样的过滤器能够去除更多的悬浮固体。

通过过滤器的固体被定义为溶解性固体 S，而被过滤器截留的固体则为悬浮固体 X，见图 2.1。

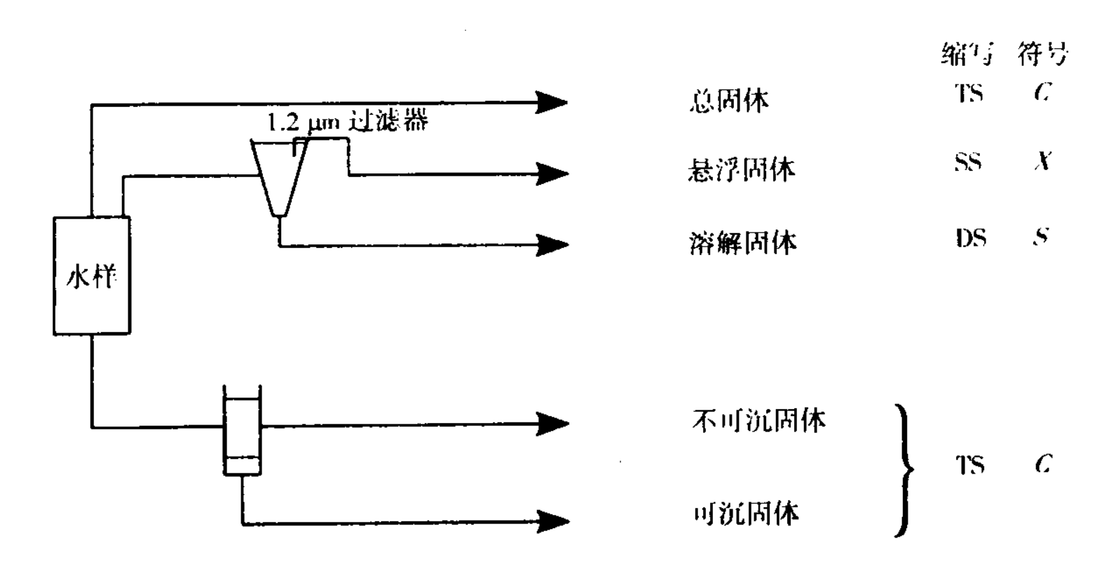


图 2.1 溶解性固体与悬浮固体的划分（丹麦标准）[4]

总固体 C 为：

$$C = S + X \tag{2.1}$$

对于化学沉淀来说，粒径≥0.1 μm 的颗粒可被沉淀，因此，以能否通过 0.1 μm 的过滤器（滤膜）来确定悬浮固体，可能是个好主意。

颗粒在污水中的分布对于分离与沉淀工艺是很重要的。图 2.2 所示的是颗粒分布的情况，尽管在 3 个取样日期内污水浓度的各不相同，但从曲线的形状可以看出，它们具有一定的变化特征，污水有其本身的特性。有时，使用溶解性指数来表示，并定义为：

$$S/C \tag{2.2}$$

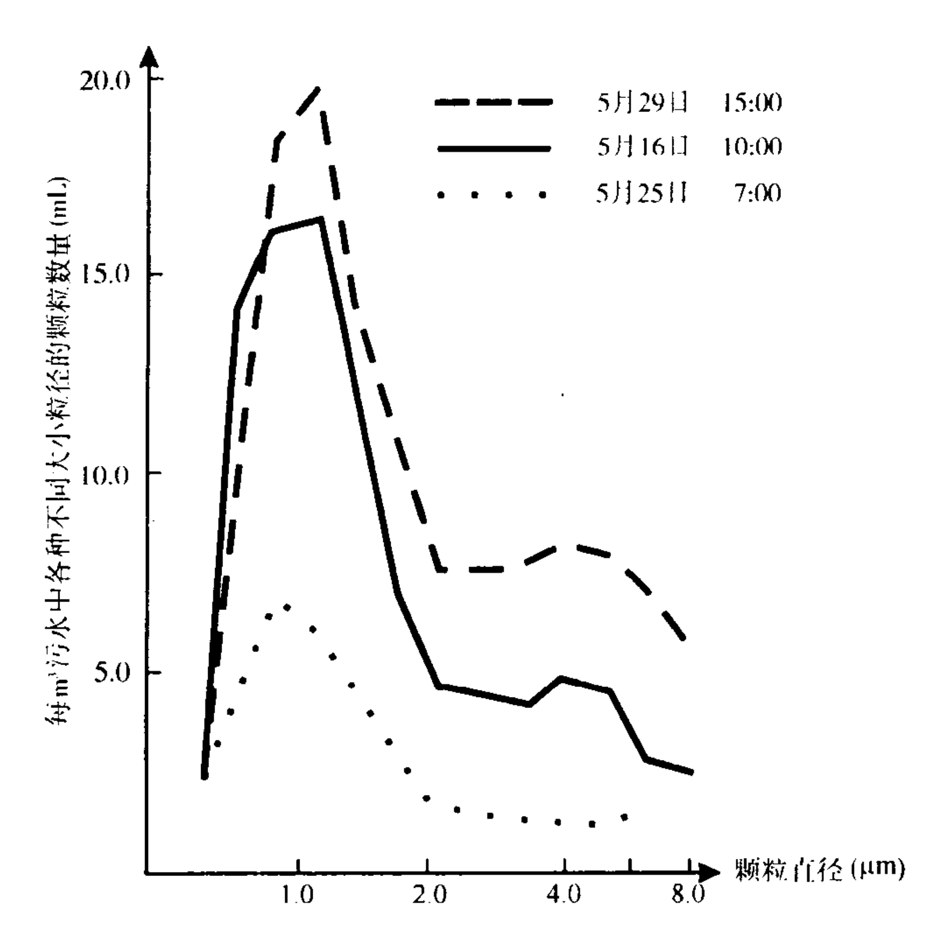


图 2.2 原污水中颗粒的分布（丹麦 Lundtofte 处理厂数据）[19]

2.1.1 可沉固体

可沉固体一般按沉淀 2h 来确定。它指的是未经处理污水水样的总固体含量与污水沉淀 2h 后上清液的总固体含量的差值。

2.2 有机物质

污水通常含有数千种不同的有机物。单独测定每一种有机物是不可能的，因此要采用不同形式的总量分析，在总量分析包括了含量高或含量低的有机物。其总量分析的可能性可以用有机物氧化的反应式来说明，在此，用平均组成的符号 $C_{18}H_{19}O_9N$ 来表示：

$$C_{18}H_{19}O_9N + 17.5O_2 + H^+ \rightarrow 18CO_2 + 8H_2O + NH_4^+ \tag{2.3}$$

如果有机物被氧化，可以测出所消耗的氧量（即 BOD、COD 和 TOD 分析）或所产生的二氧化碳量（TOC 分析）。

不同的测定方法会产生不同的测定结果，因此各种方法不能不加区别地相互替代，表 2.1 列举了两种污水采用不同测定方法所得到的分析值。

分析参数的选择一直是，并且仍将是讨论的主题。通常，人们都说化学分析快，但

这种方法不能始终测出相关的物质量。生化分析（C_{BOD}、$S_{S,COD}$、$X_{S,COD}$）慢，但许多情况下，却可以测出相关的物质量。

污水中有机物的分析及其相互关系 表 2.1

分析项目	分析项目名称	典型浓度（g O_2/m^3）	
		原污水	未硝化的生物处理出水
C_{CODP}	化学需氧量（高锰酸钾法）	180	30
C_{BOD}	5 d 生化需氧量	280	25
C_{BOD7}	7 d 生化需氧量	320	30
$C_{BOD\infty}$	总生化需氧量	400	35
C_{COD}	化学需氧量（重铬酸钾法）	600	100
$S_{S,COD}$	快速生物降解 COD	60	5
$X_{S,COD}$	慢速可生物降解物质	200	10
C_{TOD}	总需氧量（900℃，铂催化）	800	230
C_{TOD}（理论）	理论总需氧量①	850	270
C_{TOC}	总有机碳（800℃）	200②	35②
C_{TOC}（理论）	理论 TOC①	200②	35②

① 如果有机物含量已知，可通过化学计量法算出；② 单位：g C/m^3。

1. 生化需氧量 BOD（BOD_5）

BOD_5表示 5 d 生化需氧量。BOD 分析是上世纪末在英国发明的，这种分析的创意是，污染水中的需氧量是由微生物引起的，因此用所需氧量来衡量水被污染的程度。由于需氧量随反应时间与温度的增加而增加（见图 2.3），因此原来规定的标准值（温度约 18℃、时间 5 d）改为现在的标准值（温度 20℃、时间 5 d）。

BOD 分析用于测定有机物及氨氮氧化所需的氧量。5 d 时间内，大部分可生物降解物质将被氧化，相当于图 2.3 中 20℃曲线的水平线段。

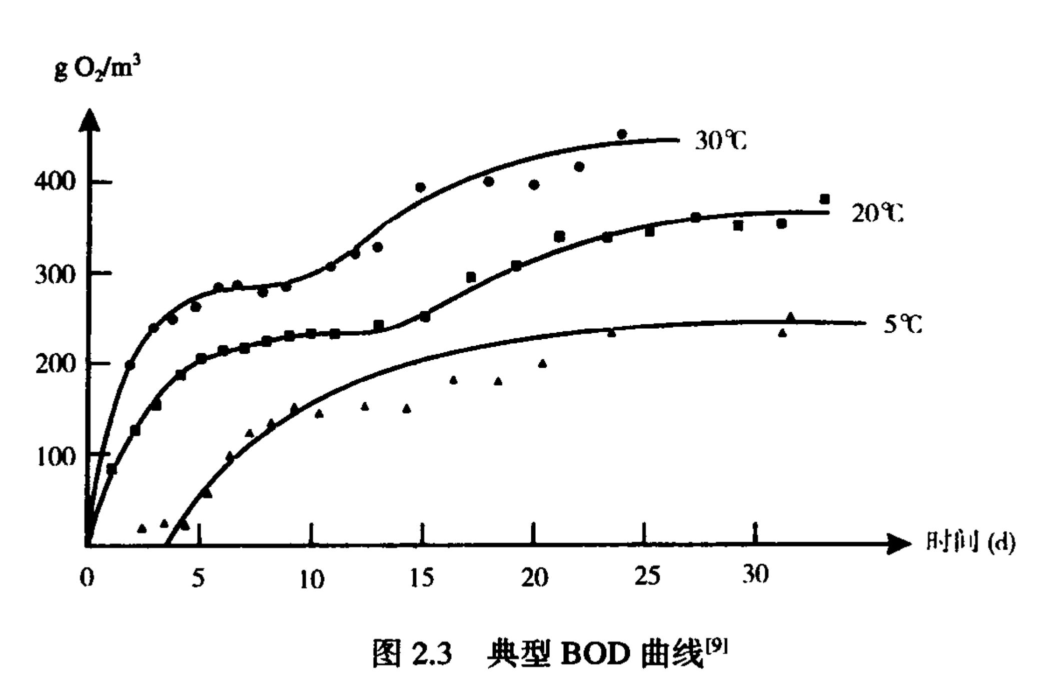


图 2.3 典型 BOD 曲线[9]

由于需氧量通常只在 5 d 后测定，因此没有关于如图 2.3 所示的曲线形状的数据。如图 2.4 所示，曲线形状的变化可能很大，该图并未揭示可降解有机物与氨氮的氧化量。

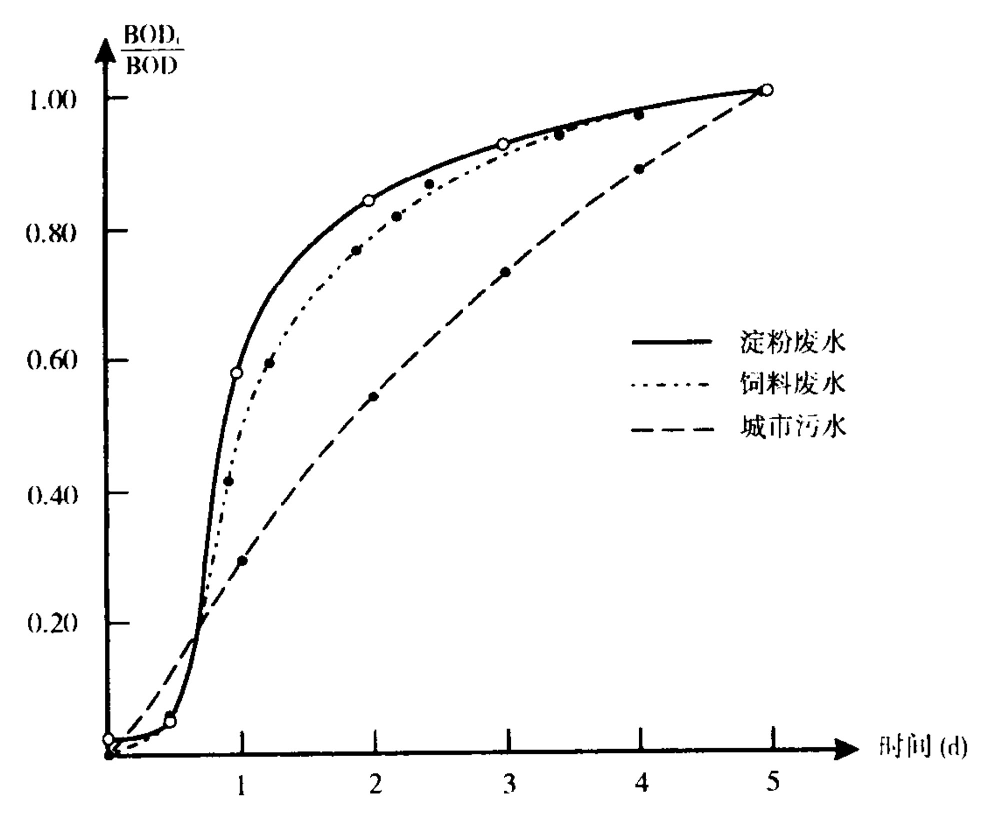


图 2.4 工业废水与一般城市污水不同降解速率的实例[10]

不同有机物具有不同的单位重量需氧量，这表明 BOD 分析只能给出所氧化的有机物的大致重量值。

BOD 的测定过程如图 2.5 所示，最常用的是传统的稀释法[11]。污染水与曝气过的充氧清水混合，把混合液灌到密封的瓶子内，并保证液面上没有空气。污染水中的微生物会消耗溶解氧，因此必须确保 5 d 中都存在溶解氧。如果氧全部耗尽或残留浓度太低，则测定结果不能使用。因此，有必要制成稀释系列，以确保 5 d 后至少一个瓶内仍保留足够高的溶解氧浓度。

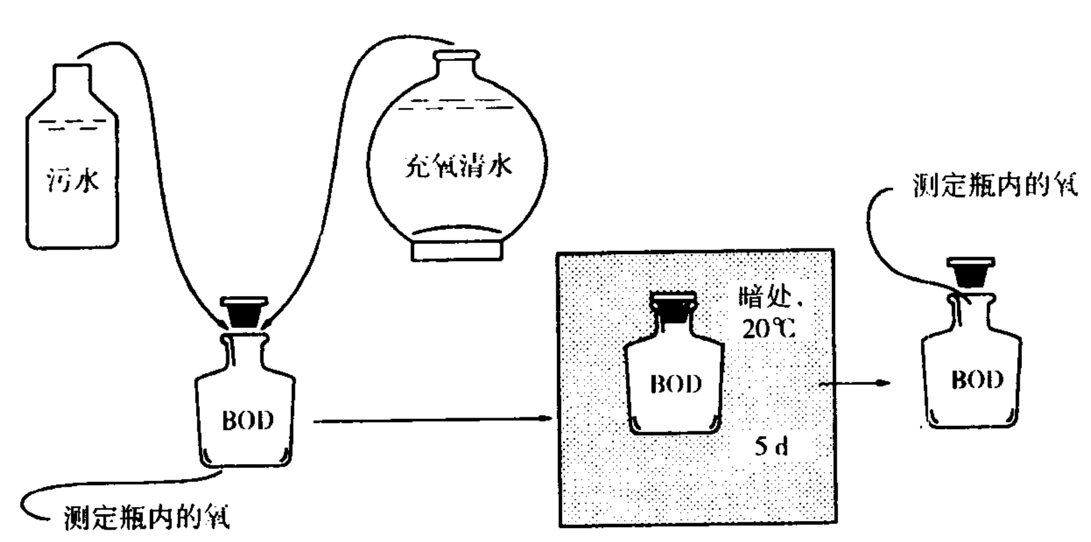


图 2.5 BOD 的分析方法[12]。对于一般的城市污水而言，清水的稀释倍数约为 100 倍。起初 BOD 分析的发明并非用于污水处理厂的设计，但它仍然广泛地用于这一目的，即使 COD 组分分析已开始大量用于更先进的设计中（例如计算机模型的使用）

可以根据5 d需氧量及培养瓶内污水的容积计算BOD，单位为g/m^3（或mg/L）。

BOD值仅代表一部分可生物降解物质，因此很难用BOD来计算污水处理厂的物料平衡。如果把BOD测定的时间从5 d延长至20 d～30 d，可获得较完全的分析。对普通污水来说，如此求出的BOD_∞值一般比BOD（5 d）高40%～50%，即BOD/BOD_∞约为0.6～0.7。尽管BOD/BOD_∞的比值变化很大，但可通过生物处理来减小。

自动分析仪可节省时间。这些方法基本上都是将污水样（通常是未经稀释的）直接放在特定的容器内，液面上有空气，需氧量既可通过氧在密封容器内被消耗而形成的低压压差来测量，又可通过补充容器内的氧以维持其压力的方式来测定。自动分析仪测定的结果与稀释法有较大差别。例如，有毒物质会破坏氧化过程，导致未经稀释的自动分析中的BOD值偏低。这说明了使用BOD分析的问题：即不同实验室人员使用同样方法时或使用不同方法时，所得出的结果有很大的不确定性与可变性。

【例2.1】 测出原污水中BOD（5 d）为240 g O_2/m^3，估测BOD_∞值。

通常$BOD/BOD_\infty = 0.6 \sim 0.7$

在此估测$BOD/BOD_\infty = 0.7$

$BOD_\infty = BOD/0.7 = (240\ g/m^3)/0.7 = 340\ g\ O_2/m^3$

（实际上计算值为BOD = 342.857 1429 g O_2/m^3，但作为估测值而言，保留两位有效数字就足够了，即BOD = 340 g O_2/m^3）。

2. 改进的BOD测定

如果要把氨的氧化与有机物的氧化分开，则需要进行BOD的改进分析。将某种物质（例如，硫脲）加到实验室培养瓶内，抑制氨的氧化但不影响有机物的氧化，这种分析的操作程序本身并未改变，但分析结果中仅包含有机物的氧化。改进的BOD分析方法有时用于测定生物处理后的出水。

3. 化学需氧量（COD_P和COD）

所采用的化学氧化剂有：高锰酸钾和重铬酸钾。

用高锰酸钾测定化学需氧量（COD_P）是一种很不完全的有机物氧化，因此只能用于估测BOD分析时的稀释倍数。

采用重铬酸钾可以使有机物的氧化更彻底，并包括多种无机物（NO_2^-，S_2^-，$S_2O_3^{2-}$，Fe^{2+}，SO_3^{2-}）的氧化，但通过有机氮的氧化而释放的氨与铵盐并不氧化。在污水中，由于上述无机物的浓度通常并不高，因此所测得的COD值能够很好地反映有机物的总量。

COD分析可以自动实现且相对较快（1～2 h）。COD值适合于污水处理过程的物料平衡计算，COD_P和COD都以氧的单位表示，例如g O_2/m^3。这意味着高锰酸钾和重铬酸钾的消耗被转化为等价的需氧量（即用氧进行氧化时所耗的氧量）。

4. COD的划分

COD值覆盖了各种各样的具有不同生物学特性的有机物质，对于污水生物处理过程的计算，COD可以划分为以下几种组分[13]：

$$C_{COD} = S_S + S_I + X_S + X_I \tag{2.4}$$

式中 S_S——（可溶性）快速生物降解有机物；

S_I——可溶性不可生物降解（惰性）有机物；

X_S——（悬浮性）可慢速生物降解有机物；

X_I——悬浮性不可生物降解（惰性）有机物。

确定这 4 个组分需要大量的分析与计算工作，因此不可能用于污水处理厂的日常管理控制与运行，但对于污水处理厂的设计和运行测试却非常重要，它们也是污水处理厂设计与运行优化计算机模型的组成部分。

惰性物质的概念为：在生物处理过程，这些物质的降解速度是如此之缓慢，在实际工程中可以认为是不可生物降解的。

将两个可生物降解组分 S_S 和 X_S 确定为溶解的和悬浮的并不确切，但溶解性固体以快速生物降解物质为主，悬浮性固体以可慢速生物降解物质为主。这样的分析测定提供了两种可能性，对这两类物质可通过过滤作大致的估测，亦可通过生物降解速率来测定。

在某些情况下 COD 的可生物降解部分可进一步划分。溶解性快速生物降解 COD 可分为两部分：极易生物降解有机物 S_{HAc} 和易生物降解有机物 S_S。极易生物降解有机物可由微生物直接去除，并且可以扩散到生物絮体和生物膜内。易生物降解有机物可能会水解，然后再扩散并被微生物所吸收。极易生物降解物质对于生物除磷可能非常重要，在生物除磷过程中起决定性作用。同样，极易生物降解物质对于极高负荷生物工艺中的需氧量也是非常重要的。

悬浮的可降解有机物可以分为微生物 X_B 和其他悬浮物质 X_S。污水中的微生物会影响生物处理系统的生物组成，因此会影响去除率和处理效率。

下面简要概括一下如何测定每个 COD 组分：

- 可溶性惰性有机物 S_I，通过污水与活性污泥混合，经过 20～30 d 的生物氧化后测定的溶解性 COD 值表示。有必要同时进行仅有活性污泥的平行空白测定。
- 易降解有机物 S_S，可以根据呼吸试验确定[18]。图 2.6 给出了这种试验的例子，已知产率系数 Y_H，则 S_S 可以通过氧的物料平衡来确定。

$$r_{V,O2}V = QS_S(1-Y_H)$$

$$S_S = r_{V,O2}\theta/(1-Y_H) \qquad (2.5)$$

  $(1-Y_H)$ 为被氧化的易降解有机物部分，Y_H 为转化为生物量的那部分，θ 为水力停留时间。通过假定曲线的第一个“快速”部分代表 S_S，图 2.7 所示的 BOD 曲线也可用于估测 S_S。
- 极易降解的可溶性有机物 S_{HAc} 是易降解有机物的组成部分。对于该组分的测定，目前尚无确定性的方法。其主要成分是醋酸，可通过气相色谱、离子色谱等方法来确定。摩尔重量小于 800～1 000 的物质构成了这一组分的主要部分（但存在低分子量物质构成的低浓度溶解性惰性物质）。
- 悬浮性惰性有机物可通过不同泥龄的污泥产率试验来测定。X_I 可以通过数学模型的曲线模拟来估测[17]。X_I 还可以根据长泥龄好氧污泥稳定的数据来估测。
- 悬浮性可生物降解有机物可按总 COD 与其他组分之间的差值来确定，即：

$$X_S = C_{COD} - X_I - S_{HAc} - S_S - S_I$$

  细菌浓度 X_B 可以根据呼吸试验确定[16]，例如，20℃时污水中每公斤细菌的呼吸耗氧量估计为 200 g O_2/h。反硝化菌的量可由平行呼吸试验来确定，采用硝酸盐作为电子受体，呼吸速率约为 70 g NO_3^--N/(kg 细菌·h)。

细菌浓度亦可通过计数、ATP 测定和脱氢酶测定等方法来估测。

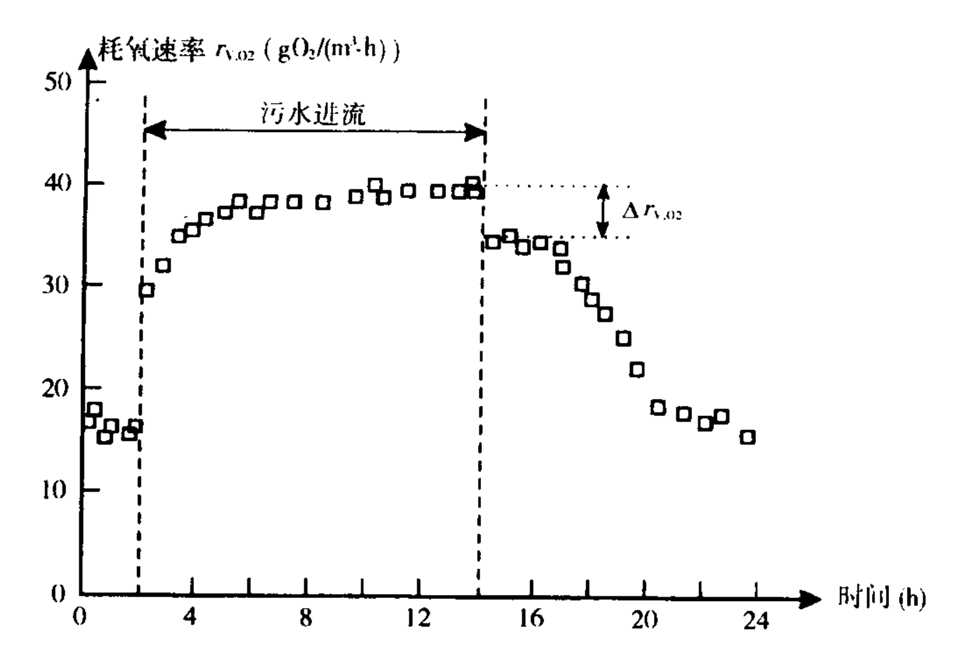


图 2.6 确定易降解有机物的分析方法（可以根据$\Delta r_{V,O2}$，用式（2.5）计算 S_S）[13]

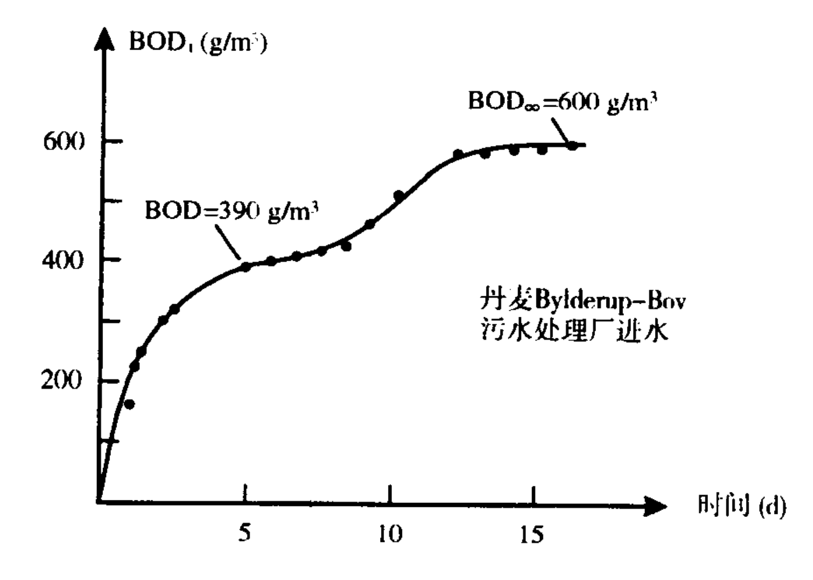


图 2.7 城市污水与屠宰废水混合的 BOD$_t$ 曲线。

5. 总需氧量

通过高温氧化和使用适当的催化剂，可以确定总需氧量，称之为 TOD。在这种分析中，COD 分析过程所不能氧化的少数有机化合物也可以得到氧化。此外，铵盐亦被氧化。因此，TOD 值多少要比 COD 的值高一些，见表 2.1。

6. 总有机碳

在这种分析中，有机物质加热氧化为二氧化碳，然后根据氧化前后的二氧化碳浓度差计算 TOC。

TOC 与有机物的其他参数的关系并不十分清晰，TOC 仅表明了碳原子的数量，并未表明有机物的氧化状态，因此也不知道其氧化过程究竟需要多少氧。

在表 2.2 和表 2.3 中，给出了一些物质的 TOD、BOD 和 BOD$_{20}$ 值。

【例 2.2】 两种污水的 TOC 分析值均为 12 g/m³。一种含甲烷，另一种含乙酸。

计算这两种水样的 COD 值（假定 COD 测定中所有有机物均得到氧化）

1. 甲烷 CH_4

1 mol CH_4 含 1 mol 碳= 12 g，12 g 碳表明污水含有 1 mol CH_4。

甲烷氧化： $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ （2.6）

需氧量 $= 2\,O_2 = 2\times(16\times2) = 64$ g 氧；COD = 64 g/m³。

2. 乙酸 CH_3COOH

1/2 mol CH_3COOH 含 1 mol 碳= 12 g，12 g 碳表明污水含有 1/2 mol 乙酸。

1/2 mol 乙酸氧化： $1/2\,CH_3COOH + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$ （2.7）

需氧量 $= O_2 = 16\times2 = 32$ g；COD = 32 g/m³

显然，尽管这两类水具有同样的 TOC 值，但 COD 含量却大不相同。

有机物的耗氧量与可生化性[14]　　**表 2.2**

物质	分子式	含碳量（%）	TOC①	BOD	BOD_{30}
			（g O_2/g 物质）		
甲烷	CH_4	75	4	-	-
乙烷	C_2H_6	80	3.74	-	-
已烷	C_6H_{14}	84	3.54	-	-
乙烯	C_2H_4	86	3.43	-	-
乙炔	C_2H_2	92	3.07	-	-
三氯甲烷	$CHCl_3$	10	0.36	-	-
四氯甲烷	CCl_4	8	0.21	-	-
乙醚	$C_4H_{10}O$	65	2.59	-	-
丙酮	C_3H_6O	62	2.21	0.54	-
甲酸	CH_2O_2	26	0.35	0.09	0.25
乙酸	$C_2H_4O_2$	40	1.07	0.70	0.90
丙酸	$C_3H_6O_2$	49	1.52	1.30	1.40
丁酸	$C_4H_8O_2$	55	1.82	1.15	1.45
戊酸	$C_5H_{10}O_2$	59	2.04	1.40	1.90
16 碳酸	$C_{16}H_{32}O_2$	75	2.88	1.68	1.84
18 碳酸	$C_{18}H_{36}O_2$	76	2.93	1.13	1.59
乙二酸	$C_2H_2O_4$	27	0.18	0.10	0.12
丁二酸	$C_2H_2O_4$	41	0.95	0.64	0.84
顺丁烯二酸	$C_4H_4O_4$	41	0.83	-	-
乳酸	$C_3H_6O_3$	40	1.07	0.54	0.96
酒石酸	$C_4H_6O_6$	31	0.53	0.35	0.46
柠檬酸	$C_6H_8O_7$	37	0.75	0.46	0.67
甘氨酸	$C_2H_5O_2N$	31	0.96②	0.55	-

续表 2.2

物质	分子式	含碳量（%）	TOC[①]	BOD	BOD_{20}
			（g O_2/g 物质）		
甲烷	CH_4	75	4	-	-
丙氨酸	$C_3H_7O_2N$	40	1.35[②]	0.94	-
缬氨酸	$C_5H_{11}O_2N$	51	1.84[②]	-	-
谷氨酸	$C_5H_9O_4N$	41	1.14[②]	-	-
酪氨酸	$C_9H_{11}O_3N$	60	1.81[②]	-	-
甲醇	CH_4O	37	1.50	0.96	1.26
乙醇	C_2H_6O	52	2.09	1.35	1.80
异丙醇	C_3H_5O	60	2.40	1.42	-
戊醇	$C_5H_{12}O$	68	2.73	1.27	1.73

① 理论计算值；② 包括硝化。

有机物的耗氧量与可生化性

表 2.3

物质	分子式	含碳量（%）	TOD[①]	BOD	BOD_{20}
			（g O_2/g 物质）		
乙二醇	$C_2H_6O_2$	39	1.29	0.49	-
丙三醇	$C_3H_8O_3$	39	1.22	0.72	0.94
甘露糖醇	$C_6H_{14}O_6$	40	1.14	0.68	0.94
葡萄糖	$C_6H_{12}O_6$	40	1.07	0.64	0.95
乳糖	$C_{12}H_{22}O_{11}$	42	1.12	0.61	0.91
糊精	$C_6H_{10}O_5$	45	1.19	0.52	0.84
淀粉	$C_6H_{10}O_5$	45	1.19	0.68	0.90
苯	C_6H_6	92	3.07	-	-
甲苯	C_7H_8	91	3.13	-	-
萘	$C_{10}H_8$	94	3.00	-	-
酚	C_6H_6O	77	2.39	1.70	2.00
对甲苯酚	C_7H_8O	78	2.52	1.60	1.80
α-萘酚	$C_{10}H_8O$	83	2.56	0.93	1.60
邻苯二酚	$C_6H_6O_2$	65	1.89	0.90	0.90
苯甲酸	$C_7H_6O_2$	69	1.97	1.25	1.45
水杨酸	$C_7H_6O_3$	61	1.62	0.95	1.25
苯甲醇	C_7H_8O	78	2.52	1.55	1.95
苯胺	C_6H_7N	77	2.66[②]	1.49	-
比啶	C_5H_5N	76	2.53[②]	1.15	-
喹啉	C_9H_7N	84	2.66[②]	1.71	-

① 理论计算值；② 包括硝化。

2.3 氮、磷和碱度

2.3.1 氮

与有机物质相似，污水中的氮可以分为若干组分：

$$C_{TN} = S_{NOX} + S_{NH4} + S_{I,N} + X_{S,N} + X_{I,N} \tag{2.8}$$

式中 C_{TN}——总氮；

S_{NOX}——亚硝酸盐氮与硝酸盐氮之和；

S_{NH}——铵盐与氨氮之和；

$S_{I,N}$——可溶性惰性有机氮；

$X_{S,N}$——悬浮性可降解有机氮；

$X_{I,N}$——悬浮性惰性（有机）氮。

氮的组分既可以通过常规分析来确定（凯氏氮、亚硝酸盐、硝酸盐、氨氮），也可以作为有机颗粒的组成部分来确定。通常可以假定不同有机组分的含氮量相当恒定，从而得出如下结果：

$$S_{I,N} = f_{SI,N} S_{I,COD} \tag{2.9}$$

$$X_{I,N} = f_{XI,N} X_{I,COD} \tag{2.10}$$

$$X_{S,N} = f_{XS,N} X_{S,COD} \tag{2.11}$$

其中，$f_{SI,N}$、$f_{XI,N}$ 和 $f_{XS,N}$ 的典型值为 0.04～0.08。溶解性惰性氮 $S_{N,I}$ 在一般城市污水中变化相当大（1～4 g N/m^3），所要求的出水氮浓度较低时，可能会出现问题。

表 2.4 为城市污水有机物的典型含氮量和含磷量。

城市污水有机物的氮、磷组分含量（g/g COD）[20]　　表 2.4

符号	组分	典型范围	
		N	P
S_S	快速生物降解（发酵性）物质	2～4	1～1.5
S_A	挥发酸（乙酸）	0	0
S_I	惰性不可生物降解有机物	1～2	0.1～0.8
X_I	惰性不可生物降解有机物	0.5～1	0.5～1
X_S	慢速可生物降解物质	2～4	1～1.5
X_H	异养微生物	5～7	1～2
X_{PAO}	聚磷菌	5～7	1～2
X_{PHA}	贮存的聚 β 羟丁酸	0	0
X_A	自养硝化菌	5～7	1～2

2.3.2 磷

污水中的磷可分为以下组分：

$$C_{TP} = S_{PO4} + S_{p\text{-}P} + S_{org.P} + X_{org\text{-}P} \tag{2.12}$$

式中 C_{TP}——总磷；

S_{PO4}——可溶性无机正磷；

$S_{p\text{-}P}$——可溶性无机聚磷；

$S_{org\text{-}P}$——可溶性有机磷；

$X_{org\text{-}P}$——悬浮性有机磷。

通常没有必要对磷的组分做进一步的划分。可以使用普通测定方法来分析这些组分。

2.3.3 碱度

污水中的碱度在酸碱冲击的缓解中起重要的作用。碱度用传统的滴定法测定，用酸滴定至终点 pH4.5。碱度越大，系统的缓冲能力越强。

可导致碱度改变的污水处理工艺有多种，比如硝化、反硝化和化学沉淀。对于碱度超过 5 eqv/m^3 的城市污水，在硝化、反硝化与同时沉淀过程中通常不会产生问题。如果碱度较低就会导致 pH 值的下降，从而降低工艺过程的效率。从另一方面讲，在预沉淀和后沉淀中，较低的碱度又成为优点，这种情况下仅需少量化学药剂就能获得满意的 pH 值。

2.4 污泥特性与污泥呼吸速率

2.4.1 污泥容积指数

污泥容积表明活性污泥的絮凝与沉降特性。污泥容积指数（SVI）即污泥相在量筒中沉淀 0.5 h 后的污泥浓度的倒数：

$$\mathrm{SVI} = \frac{1}{X_{0.5}} \quad (\text{单位通常为 mL/g SS})$$

其中，$X_{0.5}$ 为污泥相在 0.5 h 沉淀后的污泥浓度。

污泥容积指数愈低，絮凝与沉降性能愈好。如若在沉降过程中进行搅拌，则此“搅拌的”的污泥容积指数较常规的低。

“污泥容积指数”用德语讲，即“Schlammindex”或“Mollmans Index”。通常认为 100 mL/g 的 SVI 值能够令人满意地确保活性污泥法处理厂的良好功能。这样，有可能维持一个满意的回流污泥浓度，并保证良好的沉降性能。

污泥密度指数（SDI）指的是污泥相在沉降 0.5 h 后的污泥浓度（= $X_{0.5}$）。污泥沉降比指的是沉降 0.5 h 后，污泥相容积占初始容积的百分比。

【例 2.3】 从曝气池中取出活性污泥样，倒入容积为 1 L 的标准量筒中，污泥浓度为 5 g SS/L，沉降 0.5 h 后污泥相的容积为 400 mL，上部水澄清，求污泥容积指数、污泥密度指数和污泥沉降比。

污泥容积指数：5 g 污泥占 400 mL；SVI = 400 mL / 5 g = 80 mL/g

污泥密度：5 g 污泥占 400 mL；SDI = 5 g /400 mL = 5 g / 0.4 L = 12.5 g/L

污泥沉降比：（400 mL / 1 000 mL）× 100% = 40%

2.4.2 污泥呼吸速率

污泥的氧吸收速率 OUR（或硝酸盐利用速率 NUR）可以提供污泥状况的基本信息。图 2.8 所示为某一呼吸实验的结果，先将污水充氧到较高的溶解氧浓度（8～12 g/m^3），然后停止，仍继续搅拌污水，利用曲线的斜率结合污泥固体浓度测定值（COD、SS 或 VSS）

来计算原污水污泥的呼吸速率，此处的数值约 50 g O_2/(kg VSS·h)。活性污泥呼吸速率为 20～40 g O_2/(kg VSS·h) 时，表明污泥是活性的（有许多存活的微生物）并存在足够的基质（有机物）。呼吸速率低 (5～10 g O_2/(kg VSS·h)) 则表明其他情况，如：

- 污泥中毒；
- 不存在易降解有机物；
- 污泥已稳定（例如，好氧污泥稳定）。

通过平行测定硝酸盐呼吸速率，可以求出反硝化菌η_g的比例：

$$\eta_g = \text{硝酸盐呼吸速率 (me-eqv/h)} / \text{氧呼吸速率 (me-eqv/h)} \tag{2.13}$$

通过转换因子将氧与硝酸盐分别转化为电子当量：

32 g 氧 = 1 mol O_2 = 4 e-eqv

14 g 硝酸盐氮 = 1 mol NO_3^--N = 5 e-eqv

铵盐的呼吸速率（AUR）可用于估算硝化菌（自养菌）的量[16]。

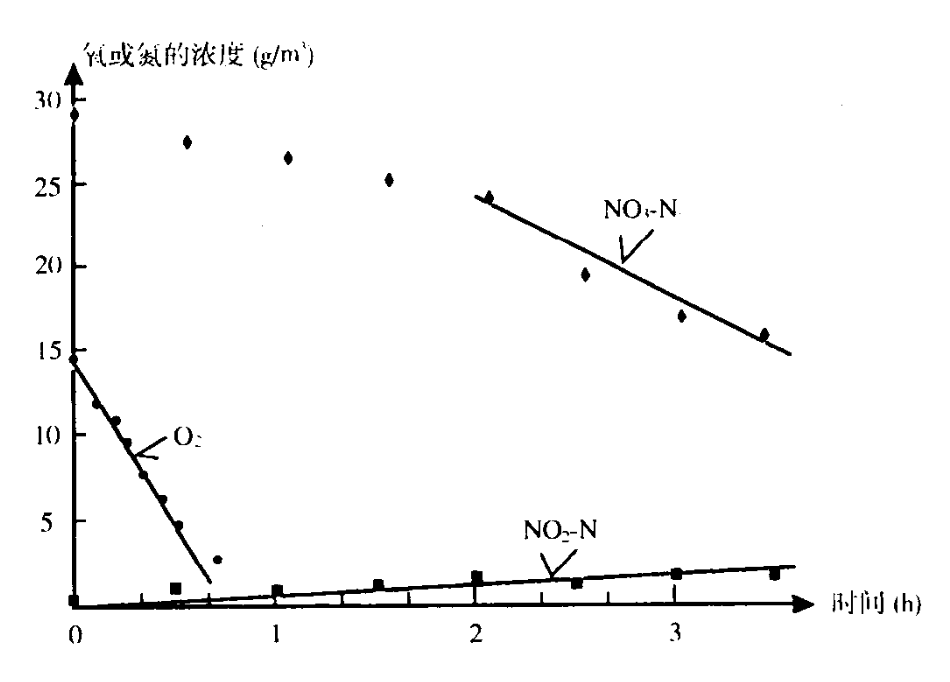


图 2.8 原污水的呼吸实验（氧与硝酸盐呼吸）[15]

【例 2.4】 已测定到活性污泥样品的呼吸速率分别为 32 g O_2/(kg VSS·h)和 7g NO_3^--N /(kg VSS·h)，求反硝化菌的比例η_g。

32 g O_2/(kg VSS·h)等于(32 g O_2/32 g O_2) × 4 e eqv = 4 e-eqv/(kg VSS·h)

呼吸速率理想，表明污泥是活性的，并存在作为基质的有机物。

7 g NO_3^--N/(kg VSS·h)等于 7 g NO_3^--N /(14 g NO_3^--N) × 5 e-eqv = 2.5 e-eqv/(kg VSS·h)

7 g N/(g VSS·h)是较高的反硝化速率，表明该污水具有良好的易降解碳源。

η_g = 2.5/4 = 0.63

反硝化菌的比例数是正常的。

参考文献

[1] APHE (1985): Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.16th edition. American Public Health Association, Washington D.C.

[2] VCH (1989): Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlamm-Untersuchung Bd. I-III (German Standard Procedures for the Examination of Water, Wastewaters and Sludge, Volumes I-III). VCH Verlagsge-sellschaft, Weinheim.

[3] Danske standarder for analysemetoder for vand (Danish Standards for Methods of Analysis for Water). Danish Standards Association, Copenhagen.

[4] DS 207 (1985): Vandunders¢gelse. Suspenderet stof og gl¢derest (Total Non Filtrable Residue and Fixed Matter in Non Filtrable Residue). Danish Standards Association, Copenhagen.

[5] Pöpel, F. (editor) (1975/88): Lehrbuch für Abwassertechnik und Gewässerschutz (Textbook for Wastewater Engineering and Protection of Aquatic Environment). Deutcher Fachschriften-Verlag, Wiesbaden.

[6] Institut für Wasserversorgung, Abwasserreinigung und Gewässerschutz der Technischen Hochschule Wien (1972): Kläranlage Wien-Inzersdorf, Blumental. Betriebsbericht für den Zeitraum Oktober 1969-Oktober 1972 (Institute for Water Supply, Wastewater Treatment and Protection of Aquatic Environment, Vienna Technical University (1972): Treatment plant Wien-Inzersdorf, Blumental. Report on the operation for the period October 1969 to October 1972).

[7] Lyngby-Tårbæk Kommune (1977): Analyser fra Lyngby-Tårbæk Kommunes. rensningsanlæg i Lundtofte 1970-1977 (The Municipality of Lyngby-Tårbæk (1977): Analyses from the treatment plant in Lundtofte, owned by the Municipality of Lyngby-Tårbæk, 1970-1977).

[8] Metcalf & Eddy, Inc. (1991): Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse. McGraw-Hill Book Company. New York, N.Y.

[9] Gotaas, H.B. (1948): Effect of Temperature on Biochemical Oxidation of Sewage. Sewage Works Journal, 20, 441-477.

[10] Frederiksen, J. (1963): Om nedbrydningshastigheden af sukkerholdigt spildevand (About the degradation rate for wastewater containing carbohydrate). Hedeselskabets Tidsskrift, 84, 136-143.

[11] DS (1977): 5 døgns biokemisk oxygenforbrug (BOD) (Water analysis - Determination of biochemical oxygen demand (BOD)). Danish Standards Association, Copenhagen. (DS/R 254).

[12] Henze, M. (1986): BOD (eller BI_5) analysen. Vand & Miljø, 3, 30-31 (The BOD (or BOD_5) analysis. Vand & Miljø, 3, 30-31).

[13] Henze, M., Grady, C.P.L., Gujer, W., Marais, G. v R. and T Matsuo (1987): Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1).

[14] Busse, H.J.(1975): Instrumentelle Bestimmung der organischen Stoffe in Wässern (Instrumental Determination of Organic Matter in Waters). Z.f. Wassen und Abwasser-Forschung, 8, 164-176.

[15] Henze, M. (1986): Nitrate Versus Oxygen Utilization Rates in Wastewater and Activated Sludge System. Wat. Sci. Tech., 18, (6), 115-122.

[16] Kristensen, G.H., J¢rgensen, P.E. and M. Henze (1992): Characterization of Functional Groups and

Substrate in Activated Sludge and Wastewater by AUR, NUR and OUR. Wat. Sci. Tech, 25, (6).

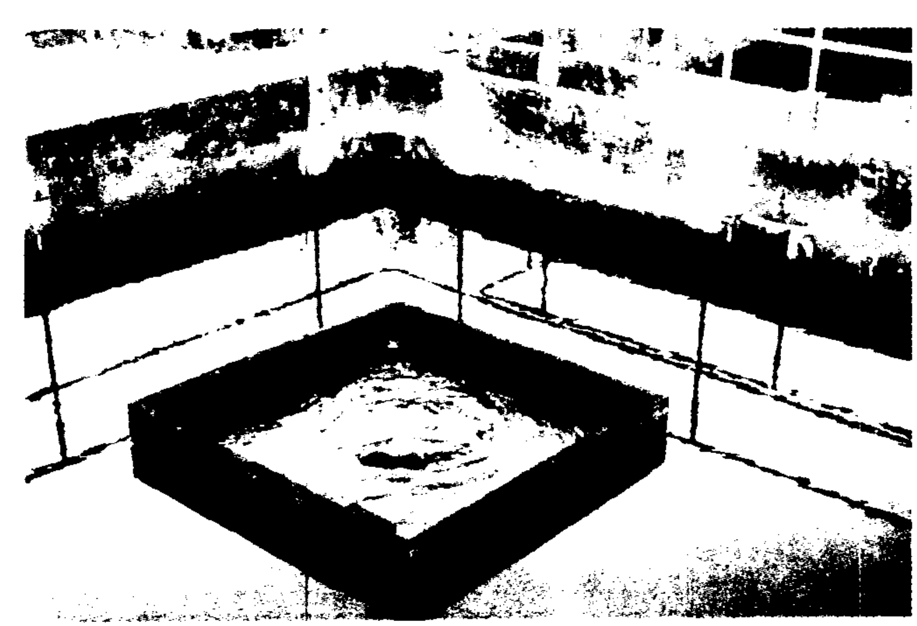
[17] Gujer, W. and M. Henze (1991): Activated Sludge Modelling and Simulation. Wat. Sci. Tech, 23, Kyoto, 1011 - 1023.

[18] Kappeler, J. and W. Gujer (1992): Estimation of Kinetic Parameters of Heterotrophic Biomass Under Aerobic Conditions and Characterization of Wastewater for Activated Sludge Modelling. Wat. Sci. Tech, 25, (6).

[19] Gillberg, L. Eger, L. and S.E. Jepsen (1990): Effect of Coagulants on Particle Distribution and Concentration. I: Chemical Water and Wastewater Treatment, Ed: H.H. Hahn and R. Klute. Springer Verlag, Heidelberg.

[20] Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. and G. v R. Marais(1995): Activated Sludge model no. 2. IAWQ Scientific and Tecnical Report no. 3, IAWQ, London.





位于丹麦 Søllerød 的 Kirkeskoven 污水处理厂（1989）

这是丹麦最老的活性污泥法处理厂，欧洲大陆的第一个处理厂，其沉淀池从 1922 年运行到 1992 年

第 3 章　污水生物处理的基本工艺过程

Mogens Henze

"肯定会有某种无法令人满意的科学解释"
（随手译）（Leif Panduro，丹麦作家）

在本章，我们将讨论污水生物处理中存在的最基本生物过程，即好氧过程、厌氧过程及生物除磷。尽管所有的描述均已简化，但对于要描述的这三个基本过程而言却已足够详细。作为绪论，这里将讨论生物处理系统的生物学及其选择机理。本章中仅讨论转化过程，并且为了便于讨论，把这些过程看作是正向的。在后续章节中，将讨论物料平衡并引入各种转化术语。

3.1　生物处理系统的生物学

污水处理厂中的生物过程是由多种多样的生物群体完成的。由于污水处理厂中的生物种群很大程度上依赖于外部条件，这里只能大致罗列一下所存在的生物种属。下一节将针对生物选择性作进一步讨论。

3.1.1　生物群体

污水生物处理厂中的所有生物群体都必然有其外部来源，即或来源于污水、空气、土壤或来源于那些生活在处理厂附近的动物（海鸥、蝇、鼠等）。各种生物群体的大部分个体是在处理厂内生长起来的，因此随后要讲到的选择就显得很重要了。

与污水生物处理厂有关的一个重要卫生问题是致病菌的存在。本章对此将不作进一步的讨论，但一般情况下所有生物处理过程都存在大量的致病菌（经过有效消毒工艺的出水除外），了解这一点是很重要的。与感染致病菌的危险相关的是，生存于处理厂附近的动物将会在周围环境中传播这些菌体。因此，即使不接触污水本身也有可能染上"污水病"。

污水生物处理厂中的生物群体可分为如下几类[1]：

a. 细菌；

b. 真菌；

c. 藻类；

d. 原生动物；

e. 后生动物。

污水生物处理系统的两种主要类型是：生物滤池和活性污泥，这两类处理系统为生物提供了不同的生存条件。在生物滤池中，动物的类别变化最大。依据这些滤池设计与运行条件的不同，创造极为不同的环境，使大量极为不同的动物得以繁殖。而在活性污泥中

动物的分布平稳，几乎不发生种类上的变化。

细菌：　大量存在于生物滤池与活性污泥系统中，在活性污泥中的数量相对大一些。细菌的主要任务首先是传输与降解溶解性有机物质，进而通过胞外酶降解悬浮性有机物。活性污泥中的细菌含量为 10^{10}～10^{12} 个/L[3]。

真菌：　必定与细菌争夺食物，而其结果通常是细菌取胜，因此，可以观测到更多的细菌而不是真菌。如若处理厂的 pH 值低，则对真菌有利。生物滤池中的真菌数量通常要多于活性污泥系统。

藻类：　存在于生物滤池表面、藻类塘与精处理塘（良好的光照和食物条件所致）。

原生动物：在生物滤池中很普遍。在活性污泥中它们的数量变化很大，且取决于处理系统的负荷。低负荷活性污泥处理系统中有许多原生动物。原生动物捕食细菌、真菌、藻及悬浮性有机物，在污水的二次沉淀中起着重要的作用。

后生动物：是较高级动物。它们的分布方式与原生动物一样，即出现在生物滤池和低负荷的活性污泥处理系统中。后生动物种类很多，如轮虫、甲壳纲动物、微型动物及昆虫。

表 3.1 按字母为序列出了生物处理系统中经常出现的生物群体种类。需要注意的是，表中所列的仅仅是那些对处理工艺很重要的种类，而不包括出现在处理系统中的致病菌和对处理工艺本身并不特别重要的种类。

生物处理系统中的生物种类　　表 3.1

无色杆菌属 *Achromobacter*	生物滤池和活性污泥系统中的常见菌
不动杆菌 *Acinetobacter*	具有生物除磷功能[6]的细菌种属之一
产碱杆菌属 *Alcaligenes*	经常出现在生物滤池、活性污泥及污泥消化池中
血红虫 *Bloodworm*	红色，长 1～2 cm，极易动的幼虫，可在生物滤池及处理厂的污泥中出现，也出现在污染严重的河流中
摇蚊属 *Chironomus*	各种类型的水中幼虫
甲壳纲 *Crustacea*	属于动物类，出现在低负荷活性污泥处理系统及池塘中
水蚤 *Daphnia*	甲壳纲，可出现在低负荷活性污泥处理系统及池塘中
脱硫弧菌属 *Desulfovibrio*	能还原硫酸盐的细菌，一般出现在污泥消化池中，若该菌数量过多，所产生的硫化氢会引起臭味和中毒问题[2]
滤池蝇 *Filter flies*	*Psychodidae*，双翼昆虫，2～5 cm 长，大量出现在低负荷生物滤池中。它们对滤池的功能并不重要，但对周围的环境有害
黄杆菌属 *Flavobacterium*	一般出现在生物滤池、活性污泥处理系统及污泥消化池中
地霉属 *Geotrichum*	真菌类，出现在生物滤池和活性污泥处理系统中
微球菌属 *Micrococcus*	出现在生物滤池和活性污泥系统中
硝化菌 *Nitrobacter*	能将亚硝酸盐氧化为硝酸盐的细菌，出现在低负荷生物处理系统中
亚硝化菌 *Notrosomonas*	能将铵盐氧化为亚硝酸盐的细菌，出现在低负荷生物处理系统中
诺卡氏菌属 *Nocardia*	活性污泥处理系统中的泡沫产生菌

续表 3.1

假单胞菌属 *Pseudomonas*	出现在生物滤池、活性污泥池、污泥消化池和反硝化系统中
毛蠓科 *Psychodidae*	滤池蝇
轮虫类 *Rotifera*	微型轮式动物，在低负荷活性污泥厂中很典型，可作为生物处理效果极佳的指示生物
浮游球衣菌 *Sphaerotilus natans*	丝状菌，对活性污泥的沉降性能有不利影响，此现象称之为污泥膨胀。在污染严重的河流中也可以发现这种菌[5]
颤引属 *Tubifex*	3～4 cm 长的红色虫子，出现在生物滤池中，也可在严重污染的河流中出现[4]
钟虫属 *Vorticella*	钟形，有纤毛，通常表明生物处理良好。浮游的纤毛用于捕食浮游的细菌，从而清洁水质。当附着的纤毛类占优势时，说明缺乏浮游性细菌食物，因此可以作为处理效果良好的指示生物[2]
生枝动胶菌 *Zoogloea ramigera*	出现于活性污泥系统及生物滤池中。由于能产生胶质粘液，因此该菌易于絮凝，对菌胶团的形成及活性污泥的絮凝非常重要

污水处理厂中发生的感染实例表明，直接接触污水是危险的。如果我们真的饮入污水或呼吸了气溶胶[3]，细菌、病毒、特别是寄生虫就会渗透人体的皮孔而感染。早些时候，市长们在处理厂的建成仪式上饮用处理过的污水很流行，但目前他们不再这样做了。即使处理过的污水也含有大量致病微生物。因污水处理厂空气污染造成的疾病则很少。

图 3.1 是活性污泥处理系统生物多样性的一个例子。

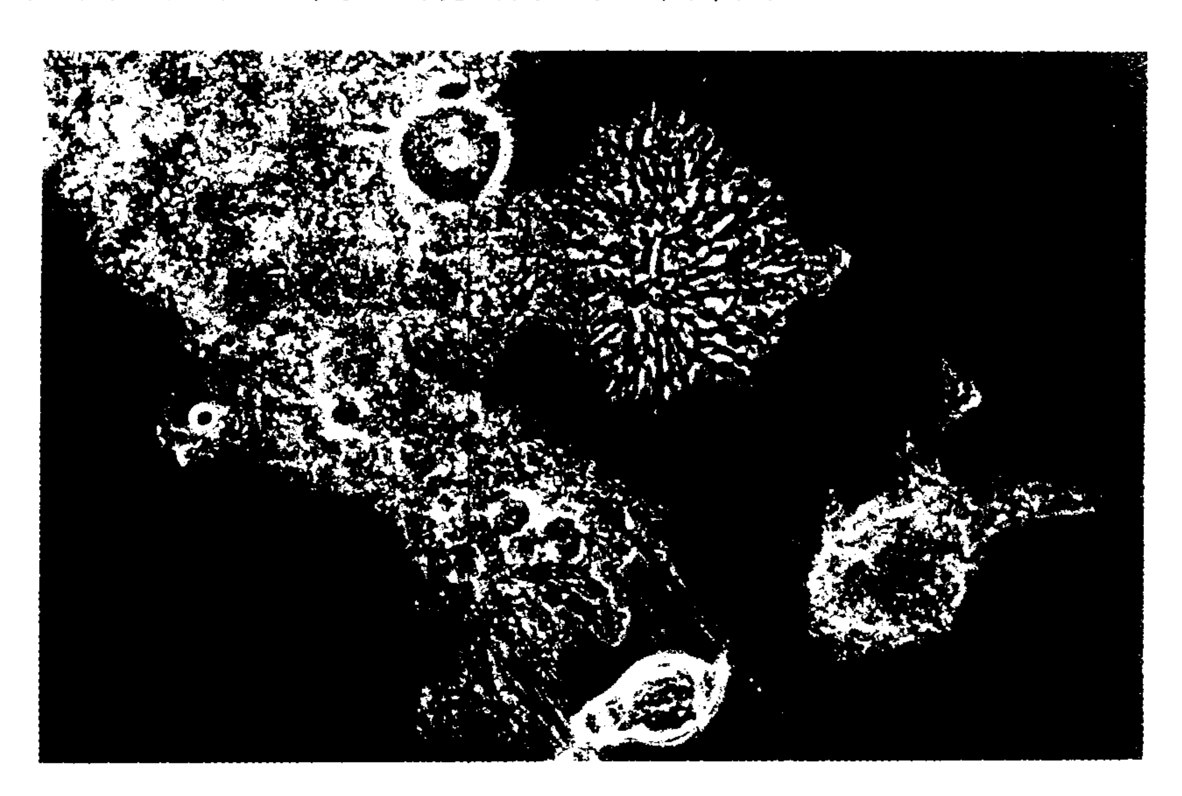


图 3.1　活性污泥中的菌胶团（大块），诺卡氏丝状菌和原生动物

（摄影：Consorcio des Aguas，Bilbao）

3.1.2 选择作用

选择就是一种基质适于特定种类的微生物生长而排除其他种类的微生物。

选择是在大量物种存在的基础上进行的。必定有某些物种可供选择（种类越多，机会越大），其中某种微生物能够适应特定的环境而繁衍。

除选择之外，也会发生特定微生物的适应现象。

污水生物处理很大程度上基于选择，非常幸运的是原污水中存在种类众多的微生物，从而确保了在绝然不同的众多微生物中进行广泛的选择。物种的多样性意味着不需要过多考虑微生物必须适应的环境，依然可以确信污水是可生物处理的。处理的质量取决于所创造的环境，但却不会改变这样--个基本事实，即，无论多么勉强，总有一种特定的生物处理是可行的。

生物滤池和活性污泥这两大主要生物处理工艺在选择机制上有很大不同。活性污泥中的选择最为严格，这或许是为什么初次试验这种处理方法时就将某一纯种生物加入水中的原因，也许认为这是唯一能够生存微生物。那时还没有充分认识到原污水中存在各种各样的生物种群。

1. 生物滤池中的选择

按照如下标准，生物滤池中出现的微生物选择作用可以分为以下几部分：a 附着；b 增长速率（基质、温度、pH、氧等等）。

由于基质和温度通常是可变的，因此后一种选择机制的作用并不恒定，如若城市污水中包含工业废水，而该工业不整日或整周生产，基质浓度就会变化，而温度则随季节而变化。在这两个变量中，温度尤其重要，这是因为这种全年的变化会产生一种与温度相关的物种变化。

2. 活性污泥系统中的选择

活性污泥系统中的选择作用可以划分为：a. 电子受体（例如：氧或硝酸盐）；b. 基质；c. 沉淀或絮凝特性；d. 温度；e. 生长速率；f. 游离生物。

图 3.2 所示的是活性污泥处理系统的选择机理。

a. 电子受体：活性污泥法的原理是将空气吹入泥水混合物中，厌氧菌很难长期存活。厌氧条件可以出现在污泥絮体的核心部位，但由于絮体不断破碎，并不断再生成，厌氧菌不可能生存。兼性菌却可以生存在这种尽管变化但好氧状态占优势的条件下。在反硝化处理系统的特定阶段内，硝酸盐会成为电子受体。在此条件下，既能利用氧又能利用硝酸盐作电子受体的细菌将拥有适宜的生存环境。

b. 基质：前一节有关生物滤池的选择在此同样适用，生物体必须能够利用一级及二级基质。关于生物除磷，则选择不动杆菌属，因为它们有能力在厌氧条件下吸收小分子有机物（乙酸、乙醇等），而活性污泥中的其他常见菌却没有这种能力。

c. 沉淀或絮凝特性：沉淀构成活性污泥工艺过程的必要组成部分。如果生物体大而重，自己就可沉淀并滞留在处理系统内，但若生物体小而轻，则必须与其他相似的生物体结合在一起才能以絮凝的形式返回到反应池中。

d. 温度：如果处理系统内的温度低于生物体的生长温度，相关的生物体就会死亡。

e. 生长速率：活性污泥处理系统中通过排放剩余污泥维持恒定的条件。这是从该过程中去除生物体的机理之一，其他机理是游离生物的摄食与出水中的悬浮固体。如果一种生物体能在处理系统中存活，它的再生速率必须大于其从该系统去除的速率。因此生物体的生长速率对于其在处理系统中的存活非常重要。能够降解复杂的有机物，如有毒物质的生物体，由于其工作负荷重、产率低，因而生长速率低。这同样适合硝化菌的氨氮转化过程。活性污泥处理系统中生物体存活的最小

生长速率至关重要，因为它与该系统中特定物质的处理效率有关。

f. 游离生物：这些生物体需要一个赖以生长的表面，无法在活性污泥系统中长期存活。

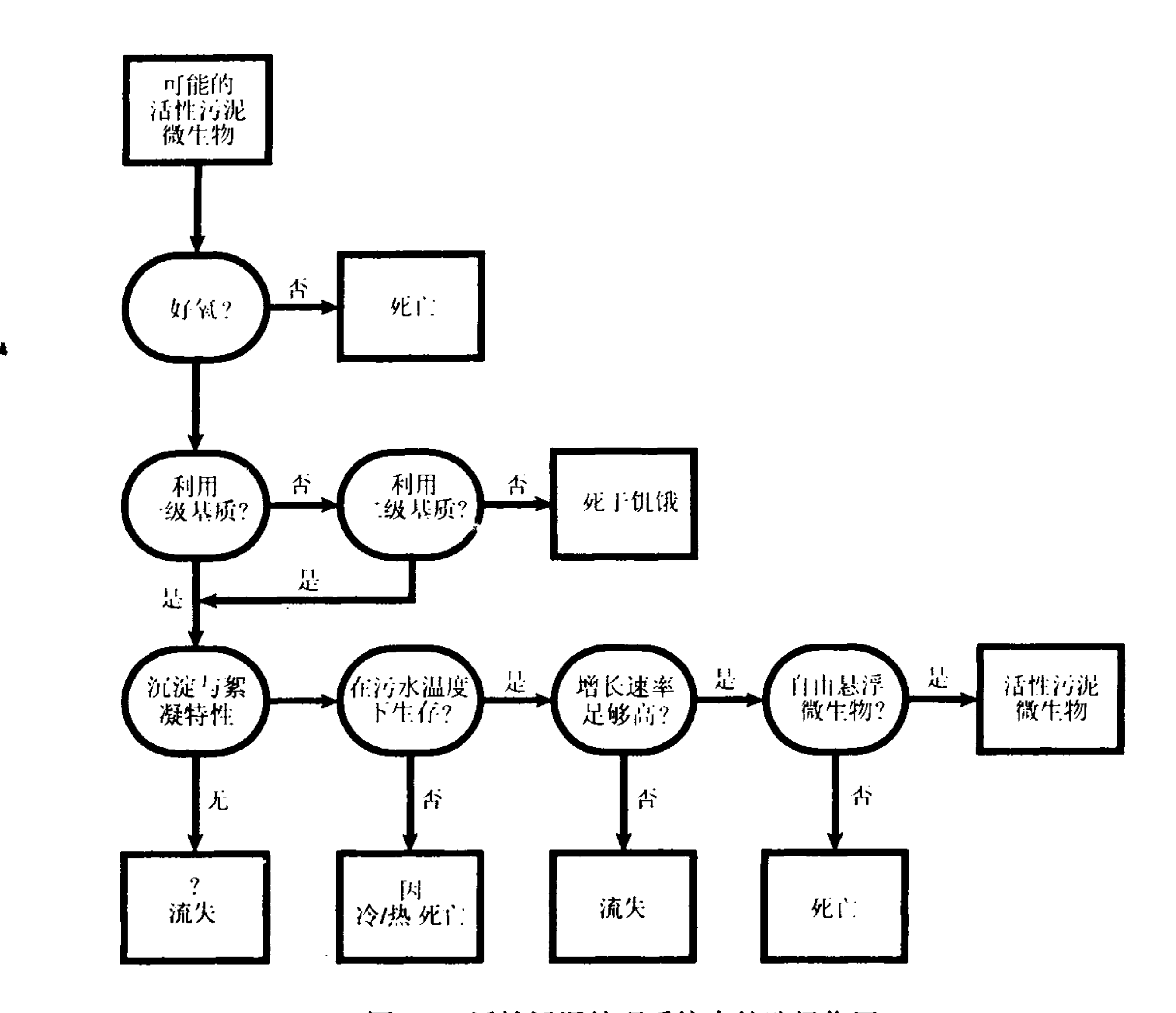


图 3.2 活性污泥处理系统中的选择作用

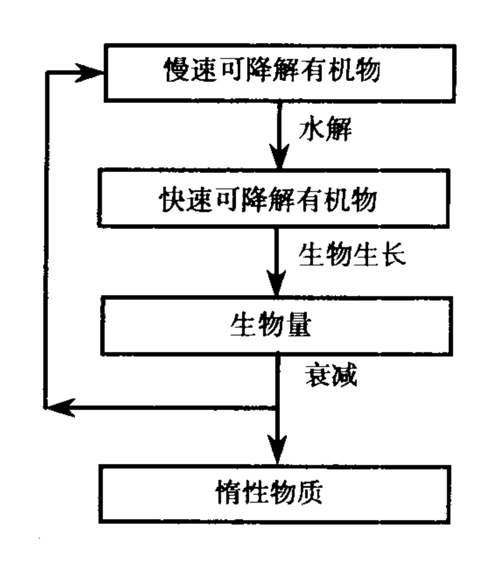
与生物滤池相似，基质与温度这两种选择机制均为变量。另外两种机制，即供氧条件与生长速率，在某种程度上取决于污水处理厂的运行模式。供氧状况随污水的有机物含量而变，或通过曝气量调节而改变。必要的最小增长速率随反应池的污泥浓度而变化。

3.2 生物处理系统中的转化过程

在污水生物处理系统中，各种生物学上互相依赖的转化过程极为重要，主要涉及生物增长（生长）过程、水解过程和衰减过程。

这里还应该加上吸附过程，虽然吸附过程不涉及实质性的转化，但有可能影响这些过程。

图 3.3 给出了将这些转化过程结合在一起的两种模式，虽然污水处理系统中实际发生的情况要远比这个图示复杂得多，但该图所表达的详细程度已经能够满足许多工艺的描述。



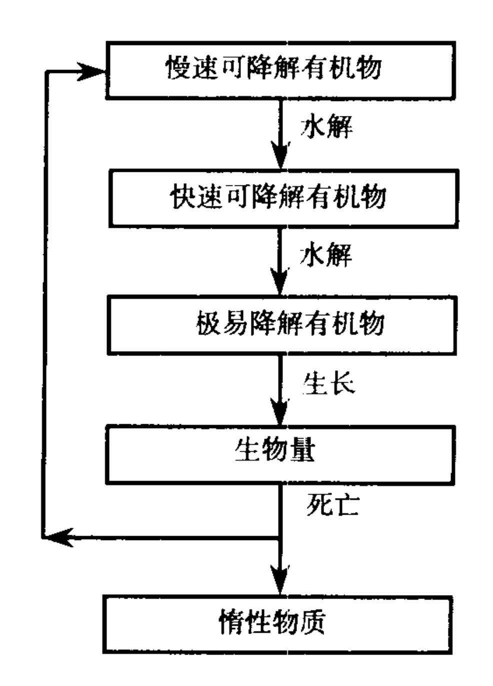


图 3.3 处理系统中生物转化的双基质模式，用于描述传统的活性污泥处理系统、硝化反硝化处理系统和厌氧处理系统的工艺过程；三基质模式特别适用于描述生物除磷过程

在许多生物转化过程中，存在的关键问题是，工艺过程所处理或去除的物质中仅有一部分可直接通过微生物去除。

下面将讨论生物增长、水解和衰减等过程，第 4～9 章将借此描述生物工艺过程。

3.2.1 生物增长

假定污水处理工艺中的细菌只能利用很小、很简单的分子维持生长，那么，这样的基质可能是乙酸、乙醇、甲醇、丙酸、葡萄糖、铵盐、亚硝酸盐等。

这一过程可用下面的表达式描述：

$$r_{V,XB} = \mu_{max} f(S) X_B \tag{3.1}$$

式中 $r_{V,XB}$——单位容积生物增长速率（量纲 $ML^{-3}T^{-1}$，如：kg COD(B)/(m^3·d)）；

μ_{max}——最大比增长速率（量纲 T^{-1}，如：h^{-1} 或 d^{-1}）；

$f(S)$——描述增长动力学（如：零级、一级或莫诺德动力学）；

X_B——生物量浓度（量纲 $M_X L^{-3}$，如：kg COD(B)/m^3 或 kg SS(B)/m^3）。

生物增长量与基质消耗量呈比例关系，见下式：

$$r_{V,S} = (r_{V,XB}) / Y_{max}$$

式中 Y_{max}——最大产率系数（量纲 $M_{XB} M_S^{-1}$，如：kg COD(B)/kg COD(S)或 kg VSS(B)/kg COD(S)。

通常使用莫诺得动力学来表达，用于增长的基质消耗速率见下式：

$$r_{V,S} = \frac{\mu_{max}}{Y_{max}} \frac{S}{S + K_S} X_B \tag{3.2}$$

应该注意，该表达式仅适用于只有基质 S 是生长限制性因素的情况。另一种方面，μ_{max} 是给定环境条件下（温度、pH、氧、营养物、毒性物质）的最大比增长速率；环境因素的变化可以调节，这将在好氧转化部分予以说明。生物量 X_B 只是污泥有机物的一部分，图 3.4 给出了污泥负荷对污泥成分的影响（见第 4 章）。

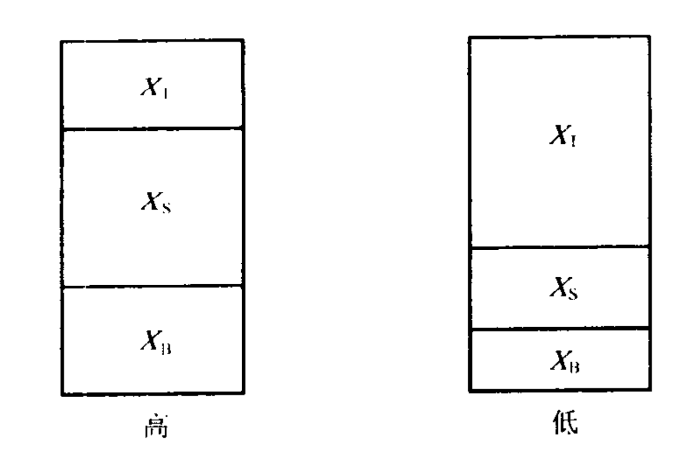


图 3.4 生物量分布与污泥负荷的关系

3.2.2 水解过程

水解过程将较大的分子转化为小的、可直接降解的分子，包括颗粒性固体的降解和溶解性固体的降解。水解过程通常比生物生长过程慢，因此就反应速率而言，水解通常是污水生物处理工艺的速率限制步骤。

人们对水解过程知之甚少[9]，通常将它们描述成与可水解物质（如：悬浮固体 X_S）相关的简单的一级关系：

$$r_{V,XS} = k_h X_S \tag{3.3a}$$

有关溶解性有机物的水解可用类似的表达式：

$$r_{V,XS} = k_h S_S \tag{3.3b}$$

应该注意式（3.3a）和式（3.3b）中的水解常数 k_h 并不是等同的。

有些模型采用了更为复杂的饱和型表达式，对于给定的生物量 X_B，最大水解能力为：

$$r_{V,XS} = k_{hX} \frac{X_S / X_B}{K_X + (X_S / X_B)} X_B \tag{3.4}$$

式中 k_{hX}——水解常数（量纲 $M_{XS}M_{XB}^{-1}T^{-1}$）；

K_X——水解饱和常数（量纲 $M_{XS}M_{XB}^{-1}$）。

当可水解物质 X_S 与生物量 X_B 之间的比率等于 K_X 时，其水解速率为最大速率的一半。

对于溶解性基质的释放：

$$r_{V,S} = r_{V,XS} \nu_{X,S}$$

式中，$\nu_{X,S}$ 为悬浮固体（X）转化为溶解固体（S）的化学计量系数，如若这两项以同样的单位计算，则 $\nu = 1$，如 1 kg COD(S)/kg COD(B)。

异养菌在不同条件下的水解常数示于表 3.2。

有机物在不同电子受体条件下的水解常数[9][11]　　表 3.2

电子受体	溶解固体水解常数 k_h (d^{-1})	悬浮固体水解常数 k_h (d^{-1})	水解常数 k_{hX} (kg COD(X) / (kg COD(B)·d))	水解饱和常数 K_X (kg COD(X) / kg COD(B))
氧	3～20	0.6～1.4	0.6～1.4	0.02～0.05
硝酸盐	1～15	0.15～0.4	0.15～0.4	0.02～0.05
不存在氧及硝酸盐	2～20	0.3～0.7	0.3～0.7	0.02～0.05

3.2.3 衰减过程

活细菌具有一定的死亡率，这是生物处理系统中的一个基本物质转化现象。这些生物体的死亡并不改变物质的总量，但却意味着系统中的慢速可降解物质增加了，这样的物质水解后会引起新的生物增长和氧（或硝酸盐）的消耗，见图 3.3。

通常将衰减描述成与生物量 X_B 有关的一级反应：

$$r_{V,XB} = bX_B \tag{3.5}$$

其中 b 为衰减常数（量纲 T^{-1}，如 d^{-1}）。

与衰减相关的是某些不可生物降解（或极慢速降解）物质的释放。在我们所实践的生物处理系统停留时间范围内，无论何种数量，均存在不可降解（惰性）物质。

3.3 有机物的好氧异养转化

3.3.1 好氧异养转化的反应过程

进入生物处理系统的有机物将处于以下几种状态：

a. 氧化为二氧化碳和不同的营养物（即以 N、P、S 化合物的形式）；

b. 同化在生物量（污泥）中；

c. 保持不变的部分，即不可生物降解的惰性物质（至少在处理系统内不可生物降解）；

d. 转化为其他有机物质。

人们通常感兴趣的是去除的有机物总量。只有在特定情况下，人们才会关注单种有机物的去除，例如氰化物、酚、氯化烃等毒性物质存在的情况。有关污水生物转化的细节可参考有关文献[36]。

污水中的有机物具有大致如下的化学组成：$C_{18}H_{19}O_9N$ [7]。若微生物将其氧化为二氧化碳，则有如下两个表达式：

$$C_{18}H_{19}O_9N + 17.5\,O_2 + H^+ \rightarrow 18\,CO_2 + 8\,H_2O + NH_4^+ \tag{3.6}$$

（无硝化）

$$C_{18}H_{19}O_9N + 19.5\,O_2 \rightarrow 18\,CO_2 + 9\,H_2O + H^+ + NO_3^- \tag{3.7}$$

（有硝化）

式（3.6）和式（3.7）中的微生物耗氧量可分别按 1.42 和 1.59 kg O_2/kg有机物 计算，用重铬酸钾法测定COD值时，在两种情况下均为 1.42 kg O_2/kg有机物，因为COD分析中氨没有被氧化。

由有机物氧化所导致的能量变化可通过两个名义半反应式的合并求出[8]：

$$\frac{1}{70}C_{18}H_{19}O_9N + \frac{28}{70}H_2O \rightarrow \frac{17}{70}CO_2 + \frac{1}{70}HCO_3^- + \frac{1}{70}NH_4^+ + H^+ + e^-$$

$$\Delta G^\circ\,(W) = -32\,kJ/e\text{-}eqv \tag{3.8}$$

$$\frac{1}{2}H_2O \rightarrow \frac{1}{4}O_2 + H^+ + e^-$$

$$\Delta G^\circ\,(W) = 78\ kJ/e\text{-}eqv \tag{3.9}$$

合并式（3.8）和式（3.9），可得到有机物好氧氧化的总能量产率：

$$\frac{1}{70}C_{18}H_{19}O_9N + \frac{1}{4}O_2 \rightarrow \frac{17}{70}CO_2 + \frac{1}{70}HCO_3^- + \frac{1}{70}NH_4^+ + \frac{1}{10}H_2O$$

$$\Delta G^\circ(W) = -110\ kJ/e\text{-}eqv \quad (3.10)$$

一般生活污水中的有机物可分为碳水化合物、脂肪和蛋白质。就重量而言，这些物质几乎是等量存在的。表3.3列出了这三类物质的分子式、耗氧量、含碳量和含氮量。从表中可以看出不同种类基质的耗氧量差别极大。

污水中的有机物　　表3.3

基　质	平均分子式	微生物耗氧量（kg O_2/kg）	碳（%）	氮（%）
碳水化合物	$C_{10}H_{18}O_9$	1.13	43	0
油、脂	$C_8H_6O_2$	2.03	72	0
蛋白质	$C_{14}H_{12}O_7N_2$	1.20（1.60）①	53	8.8
平均	$C_{18}H_{19}O_9N$	1.42（1.59）①	55	3.6

① 伴有硝化。

【例3.1】 某工业废水含有谷氨酸 $C_5H_9O_4N$，浓度为1.5 kg/m³，污水量为300 m³/d，求污水的COD浓度。

该生物处理系统没有硝化，假定要氧化污水中70%的有机物，求每天应供多少氧？

COD值可由下列反应式中求出：

$$C_5H_9O_4N + 4.5O_2 + H^+ \rightarrow 5CO_2 + 3H_2O + NH_4^+$$

由于COD分析过程有机氮未氧化，可根据反应式求出1 mol谷氨酸（分子量 $5\times12+9\times1+4\times16+1\times14=147$ g/mol）消耗4.5 mol氧（重量 $4.5\times16\times2 \doteq 144$ g/mol），因此氧消耗量为144 g O_2/147 g谷氨酸 = 0.98 g O_2/g谷氨酸，从而得COD值：1.5 kg谷氨酸/m³ × 0.98 kg O_2/kg谷氨酸 = 1.47 kg O_2/m³

该污水的每日耗氧量为：

$$1.47\ kg\ O_2/m^3 \times 300\ m^3/d \times 0.70 = 309\ \ kg\ O_2/d$$

3.3.2 好氧异养转化的产率系数

如果有机物结合到生物量中，换言之，用于生长，则只能在生物量中找到其中的一部分。关于好氧生长，微生物的能量效率 β 为55%～60%[8]。则产率系数以能量单位测定也是0.55～0.60，这就是最大的产率系数 Y_{max}。

在微生物系统中，实测的产率系数范围可从负值到 Y_{max}，其数值大小取决于系统的设计和可获得的食物数量。

如果产率系数已知，可以写出好氧生长的反应式，所产生的生物量（组成 $C_5H_7NO_2$）与所去除的基质（组成 $C_{18}H_{19}O_9N$）之间的比值恰好就是产率系数。

$$a\,C_{18}H_{19}O_9N + \cdots \rightarrow b\,C_5H_7NO_2 + \cdots \quad (3.11)$$

式中：

$$\frac{bMW_{biom}}{aMW_{org}} = Y_{obs} \quad (3.12)$$

MW_{biom}和MW_{org}分别为生物量与有机物的分子量，Y_{obs}是在（重量/重量）基础上的产率系数。

例如：$Y_{obs}=0.5$ kg 生物量/kg 有机物质 时，式（3.12）为：

$$\frac{bMW_{biom}}{1\times MW_{org}}=0.5$$

（a或b可在估算表达式时随机选取，在此，a设为1）

此例中，微生物（$C_5H_7NO_2$）和有机物的分子量（$C_{18}H_{19}O_9N$）分别为MW_{biom}=113 g/mol，MW_{org} = 393 g/mol。

可得：$b=\frac{0.5\times1\times393}{113}=1.74$

因此，反应式为：

$$C_{18}H_{19}O_9N+0.74\ NH_3+8.8\ O_2\rightarrow1.74\ C_5H_7NO_2+9.3\ CO_2+4.52\ H_2O \quad (3.13)$$

可见同化过程中有机物中的氮并不够用，务必以氨或铵盐的形式加入一些氮。

产率系数可以用不同的单位来表达，在式（3.13）中Y_{obs} = 0.5 kg 生物量/kg 有机物。若以COD为单位，生物量与有机物可以转化为COD。在这两种情况下，按设定的生物量和有机物化学组成，转换因子为1.42 kg O_2/kg 物质，Y_{obs} = 0.50 kg COD(X)/kg COD(S)，式（3.13）中的产率系数，如若以mol表达，Y_{obs} = 1.74 mol 生物量/mol 有机物。

【例3.2】 乙酸好氧氧化的实测产率系数为0.55 kg COD/kg COD。假定生物量组成为$C_5H_7NO_2$，估算反应式。

计算乙酸与生物量的COD：

$$CH_3COOH+2O_2\rightarrow2CO_2+2H_2O$$

$$C_5H_7NO_2+5O_2+H^+\rightarrow5CO_2+2H_2O+NH_4^+$$

1 mol 乙酸（=12 + 3+12 + 16 + 16 + 1=60 g）相当于2 mol氧（= 2 × 16 × 2 = 64 g），即64 g COD/60 g HAc = 1.07 g COD/g HAc。

1 mol 生物量（= 5 × 12 + 7 + 14 + 2 × 16 = 113 g）相当于5 mol 氧（= 5 × 32 = 160 g），即160 g COD/113 g 生物量=1.42 g COD/g 生物量。

将式（3.12）转化为COD单位：

$$\frac{bMW_{biom}\times1.42}{aMW_{org}\times1.07}=Y_{obs} \quad (3.12)$$

若a=1，其他值设定，则可得b：

$$\frac{b\times113\text{ g 生物量/mol}\times1.42\text{ COD/g 生物量}}{1.60\text{ g HAc/mol}\times1.07\text{ COD/g HAc}}=0.55\text{ g COD/g COD}$$

$$b=0.22$$

因此反应式为：

$$CH_3COOH+0.22NH_4^++0.22OH^-+0.9\ O_2\rightarrow0.22\ C_5H_7NO_2+0.9CO_2+1.78H_2O$$

该式说明氮为生长所需，仅存在乙酸时不会出现生长。这同样适用于其他营养物（P、S、K等）。

由此式可见，以mol为基础的产率系数Y_{obs} = 0.22 mol 生物量/mol HAc。

在生物处理系统中，产率系数随污水类型和处理系统的负荷而变化。图 3.5 举例说明了该情况。

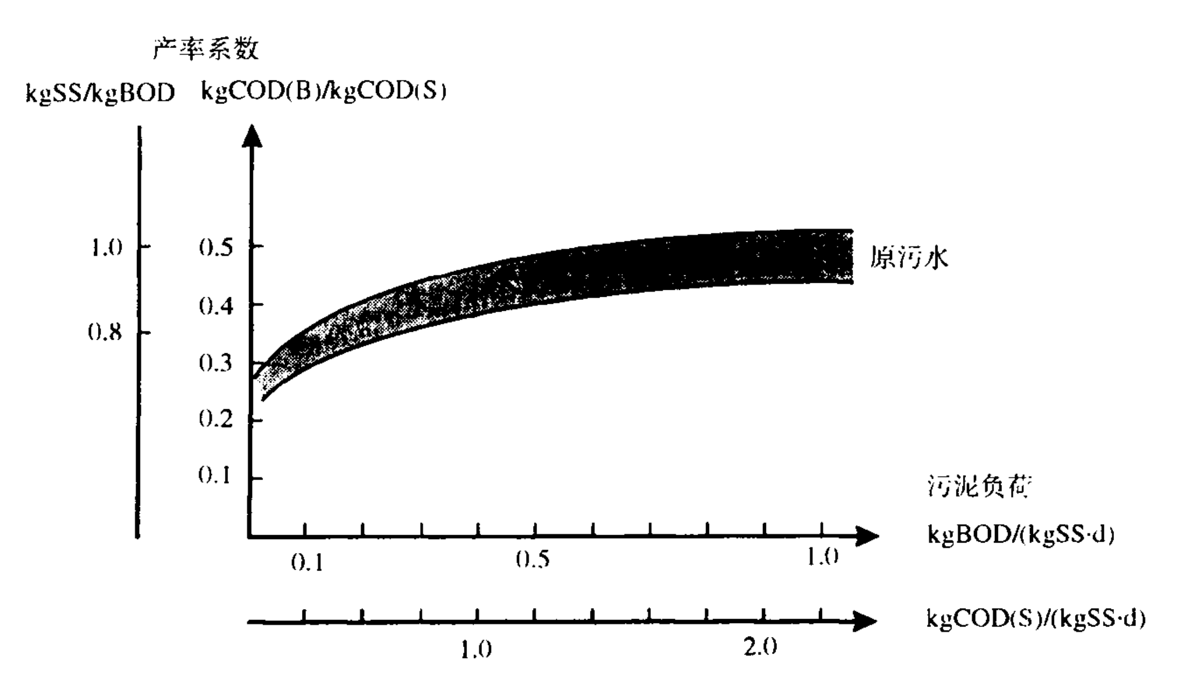


图 3.5 活性污泥系统实测产率系数与污泥负荷的关系

3.3.3 好氧异养转化中的营养物

微生物的生长需要营养物。如果已知微生物的化学组成，就可通过物料平衡来计算营养物的需要量。表 3.4 列出了好氧处理工艺中微生物体的各种组分典型含量。采用特定的微生物去除特定的有机物或采用专门的工艺（例如生物除磷）时，这些组分的含量会出现明显的变化。

在没有特殊工业负荷的城市污水和生活污水中，营养物通常是充足的。在工业废水中经常缺乏氮或磷，见例 3.3。

好氧过程异养微生物组分的典型含量 **表 3.4**

		(g / kg VSS)	(g / kg VSS)
碳	C	400～600	300～400
氮	N	80～120	55～85
磷	P	10～25	7～18
硫	S	5～15	4～11
铁	Fe	5～15	4～11

【例 3.3】 酿酒废水的浓度为 2.5 kg COD/m³、15 g N/m³和 20 g P/m³，采用好氧活性污泥法处理。实测的产率系数为 0.45 kg COD(B)/kg COD(S)，污泥中的氮、磷含量分别为 N/COD =7 %、P/COD =1.5%。问处理工艺中是否需要投加氮、磷？投加多少？

若 COD 全部转化，则 1 m³ 污水的污泥产量 F_{SP} 为：

$$F_{SP}/Q_1 = C_1 Y_{obs} = 2.5\,\text{kg COD/m}^3 \times 0.45\,\text{kg COD/kg COD} = 1.125\,\text{kg COD/m}^3$$

因此 N、P 消耗量为：

$f_{X,N}F_{sp}/Q_1 = 0.07 \times 1.125 = 79\,g\ N/m^3$

$f_{X,P}F_{sp}/Q_1 = 0.015 \times 1.125 = 17\,g\ P/m^3$

因此，污水中有足够的磷，而氮需外加 $79 - 15 = 64\,g\ N/m^3$

若不加N，处理过程会很缓慢、不完全，污泥的沉降、絮凝性能变坏。

3.3.4 好氧异养转化的动力学

好氧微生物对基质的转化可以描述为生物量的一级反应：

$$r_{V,S} = \frac{\mu_{obs}}{Y_{max}} X_B$$

式中 $r_{V,S}$——基质的去除率（$ML^{-3}T^{-1}$）；

X_B——生物量浓度（ML^{-3}）；

μ_{obs}——实测比增长速率（$MM^{-1}T^{-1}$）；

Y_{max}——最大产率系数（$M_XM_S^{-1}$）。

增长速率受众多环境因素的影响，如基质浓度 S、氧浓度 S_{O2}、pH、温度 T 等等。

$$\mu_{obs} = \mu_{max} f(S) f(S_{O2}) f(pH) f(T)$$

通常增长动力学描述为莫诺德方程式：

$$\mu_{obs} = \mu_{max} \frac{S_2}{S_2 + K_S} \tag{3.14}$$

式中 μ_{obs}——实测比增长速率；

μ_{max}——最大比增长速率；

S_2——反应器中基质浓度；

K_S——基质的饱和常数。

在某些情况下（如高浓度工业废水），式（3.14）所表示的动力学可描述为零级反应，即 $S_2 >> K_S$ 时：

$$\mu_{obs} = \mu_{max} \tag{3.15}$$

3.3.5 异养微生物的好氧转化

处理系统中的好氧生物转化是由数量很大的微生物混合种群完成的，表3.5列举了一个调查结果。

好氧活性污泥池中生物量的组成（占总量的百分比）[32] 表3.5

微生物种类	所占百分比
丛毛单胞菌属-假单胞菌属 *Comamonas-Pseudomonas*	50
产碱杆菌属 *Alcaligenes*	6
假单胞菌属（荧光的） *Pseudomonas*（*fluorescent*）	2
副球菌属 *Paracoccus*	12
气单胞菌属 *Aeromonas*	2
黄杆菌属 *Flavobacterium*	14
细球菌属 *Micrococcus*	2

各个处理厂的生物量组成变化很大，原因是污水不同以及处理系统的设计与运行不同。对于城市污水有机物的好氧转化，经验表明，尽管各个处理系统的生物量不同，但工艺速率却相对稳定。

3.3.6 环境因素对好氧异养转化的影响

好氧转化的最重要影响因素包括：温度、氧、pH、毒物、氮和磷。

1. 温度

好氧生物处理过程的温度影响可以用指数的形式表达：

$$\mu_{max(T)} = \mu_{max(20℃)}\, e^{k(T-20)} \tag{3.16}$$

对于好氧工艺，该表达式中的温度适用范围为0～32℃。在32～40℃的温度范围内，去除速率是恒定的，在45℃左右时，急剧降至0。这一转化过程也可以出现在50～60℃的高温范围内，工艺速率较35℃时高出约50%。

2. 氧

好氧过程氧的影响可用莫诺得方程式表示为：

$$\mu_{obs} = \mu_{max}\frac{S_{O2.2}}{S_{O2.2}+K_{S,O2}}$$

式中　$S_{O2.2}$——反应器内溶解氧浓度；

$K_{S,O2}$——氧的饱和常数。

与式（3.14）合并，我们可得到双重莫诺德表达式：

$$\mu_{obs} = \mu_{max}\frac{S_2}{S_2+K_S}\frac{S_{O2.2}}{S_{O2.2}+K_{S,O2}} \tag{3.17}$$

饱和常数 $K_{S,O2}$ 取决于絮体的大小（生物膜的厚度）以及温度，该常数反映了氧进入絮体或生物膜的扩散限制。

3. pH

好氧转化受pH的影响，见图3.6。曲线超乎寻常的形状是各种微生物的选择与pH影响的综合。pH动力学可表述为：

$$\mu_{max(pH)} = \mu_{max(最佳\ pH)}\frac{K_{pH}}{K_{pH}+I} \tag{3.18}$$

式中　K_{pH}——pH常数。

$$I = 10^{(最佳\ pH-pH)} - 1$$

通常只有pH值低时，才会导致生物处理工艺出现问题。pH值低的原因除了原水pH低外，还可能与硝化有关（见3.4节），也可能与磷的化学沉淀有关。

4. 毒性物质

很多物质对好氧转化有毒性作用，即使处理系统的好氧工艺过程非常健全的情况下，也是如此。由于复合物形成、化学沉淀（金属硫化物沉淀）和生物降解（氰化物、酚等）作用的存在，使我们难于估测毒性效应。只有通过实验才能合理地估测。有关毒物的影响与降解的更详细信息可参见有关文献[36]。

抑制机理包括竞争性可逆抑制与非竞争性可逆抑制[8]。竞争性可逆抑制作用通过增大饱和常数 K_S 而影响增长动力学：

$$K_S^* = K_S \frac{K_{S,I} + C_I}{K_{S,I}} \tag{3.19}$$

式中 K_S^* ——抑制状态下的饱和常数；

K_S——非抑制状态下的饱和常数；

$K_{S,I}$——抑制常数；

C_I——抑制物浓度。

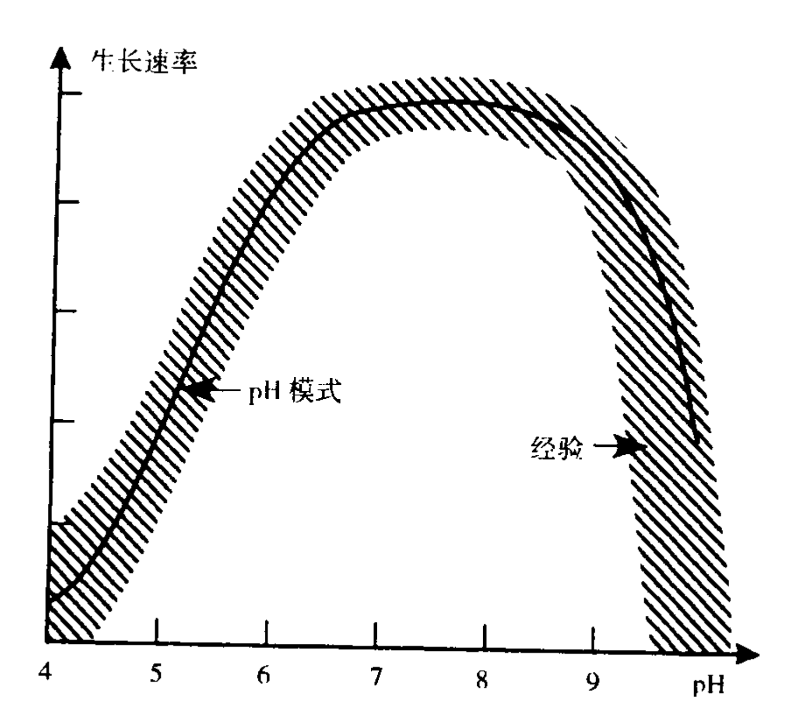


图 3.6 pH 对好氧异养过程的影响（模式：$K_{pH}=200$，见式(3.18)）

非竞争性可逆抑制作用对增长动力学的影响通过减小最大比增长速率来实现。

$$\mu_{max'} = \mu_{max} \frac{K_{S,I}}{K_{S,I} + C_I} \tag{3.20}$$

式中 $\mu_{max'}$ ——抑制状态下的最大比增长速率；

μ_{max}——非抑制状态下的最大比增长速率。

5. 氮和磷

氮和磷对好氧过程的影响可用双重莫诺得方程式表示，该式表明，氮和磷的浓度低时，微生物的增长受到抑制。

$$\frac{S_{NH4}}{S_{NH4}K_{S,NH4}} \frac{S_{PO4}}{S_{PO4} + K_{S,PO4}} \tag{3.21}$$

式中 S_{NH4}——氨浓度；

S_{PO4}——磷浓度（正磷）；

$K_{S,NH4}$——氮的饱和常数；

$K_{S,PO4}$——磷的饱和常数。

6. 好氧异养转化的反应速率常数

表 3.6 列出了城市污水好氧处理工艺中微生物的反应速率常数和化学计量系数的典型数值范围。应该注意，在各个系数之间存在一定的关联，因此应选用成套的系数而不是选

用不同来源的不关联系数，表3.7说明了这些系数之间的关系。

如果采用试验方法确定系数，则需要完成大量的工作，其方式为间歇试验或连续试验，且要做大量的化学分析。更详细的情况参见有关文献[9] [33] [34] [35]。

城市污水（20℃）异养好氧转化的反应速率系数　　表3.6

	符　号	单　位	数　量
最大比增长速率	μ_{max}	d^{-1}	4～8
衰减常数	b	d^{-1}	0.1～0.2
基质的饱和常数	$K_{S,COD}$	$g\ COD/m^3$	5～30
氧的饱和常数	$K_{S,O2}$	$g\ O^2/m^3$	0.5～1
最大产率系数	$Y_{max,H}$	g COD/g COD	0.5～0.7
μ_{max}、$k_{b,b}$的温度常数	k	℃$^{-1}$	0.06～0.10
pH 常数	K_{pH}	–	150～250
悬浮固体的水解常数	k_h	d^{-1}	0.6～1.4
溶解性固体的水解常数	k_h	d^{-1}	3～20
水解常数	k_{hX}	kg COD(X)/(kg COD(B)·d)	0.6～1.4
水解饱和常数	K_X	kg/COD(X)/kg COD(B)	0.02～0.05
氮的饱和常数	$K_{S,NH4}$	$g\ N/m^3$	0.1～0.5
磷的饱和常数	$K_{S,PO4}$	$g\ P/m^3$	0.1～0.2

反应速率常数、化学计量系数及其温度影响系数[9]　　表3.7

符　号	单　位	20℃值	10℃值
化学计量系数			
Y_A	g 细胞 COD/g N 氧化	0.24	0.24
Y_H	g 细胞 COD/g COD 氧化	0.67	0.67
f_P	无量纲	0.08	0.08
i_{XB}	生物量中 g N/COD	0.086	0.086
i_{XE}	内源物质中 g N/COD	0.06	0.06
动力学系数			
μ_H	d^{-1}	6.0	3.0
K_S	$g\ COD/m^3$	20.0	20.0
$K_{O,H}$	$g\ O_2/m^3$	0.20	0.20
K_{NO}	$g\ NO_3\text{-}N/m^3$	0.50	0.50
b_H	d^{-1}	0.62	0.20
η_g	无量纲	0.8	0.8
η_h		0.4	0.4
k_h	g 慢速降解 COD/(g 细胞 COD·d)	3.0	1.0
K_X	g 慢速降解 COD/g 细胞 COD	0.03	0.01

续表 3.7

符 号	单 位	20℃值	10℃值
μ_A	d^{-1}	0.80	0.3
K_{NH}	$g\ NH_3\text{-}N/m^3$	1.0	1.0
$K_{O,A}$	$g\ O_2\text{-}N/m^3$	0.4	0.4
k_s	$m^3/(g\ COD \cdot d)$	0.08	0.04

注：$f_P = f_1$，$i_{XB} = f_{B,N}$，$i_{XE} = f_{I,N}$，$\mu_H = \mu_{max}$

3.4 硝化过程

硝化是将氨氮（铵盐）转化为亚硝酸盐，并最终将亚硝酸盐转化为硝酸盐的微生物反应过程。只要环境条件允许硝化菌的生存，在任何生境中这一工艺过程都能够发生。使得硝化过程对土壤、河流、湖泊及污水生物处理系统的供氧状况影响甚大。

3.4.1 硝化反应

硝化过程实际上是由种类非常有限的自养微生物完成的，该过程分为两步：氨氮首先由亚硝化单胞菌（*Nitrosomonas*）氧化为亚硝酸盐，继而亚硝酸盐再由硝化杆菌（*Nitrobacter*）氧化为硝酸盐。

铵盐的细菌氧化过程为：

$$NH_4^+ + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow NO_2^- + H_2O + 2H^+ \tag{3.22}$$

$$\Delta G°(W) = -270\ kJ/mol\ NH_4^+\text{-}N$$

亚硝酸盐的细菌氧化过程为：

$$NO_2^- + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow NO_3^- \tag{3.23}$$

$$\Delta G°(W) = -80\ kJ/mol\ NO_2^-\text{-}N$$

硝化细菌是一类同源的细菌，其主要特性为生长速率低，这是由于氨氮和亚硝酸盐氧化过程的产能率低所致。硝化细菌生长缓慢是生物硝化处理系统的主要问题。

多数硝化菌为自养型，以二氧化碳为碳源。在成为细胞组分之前，二氧化碳被还原，这种还原是通过生物体对氮源的氧化来实现的。对氨的氧化而言，生长可表示为：

$$15\ CO_2 + 13\ NH_4^+ \rightarrow 10\ NO_2^- + 3\ C_5H_7NO_2 + 23\ H^+ + 4\ H_2O \tag{3.24}$$

对亚硝酸盐氧化而言，其相关的生长表达式为：

$$5\ CO_2 + NH_4^+ + 10\ NO_2^- + 2\ H_2O \rightarrow 10\ NO_3^- + C_5H_7NO_2 + H^+ \tag{3.25}$$

一旦得到实测产率系数 $Y_{obs,NH4}$ 和 $Y_{obs,NO2}$，反应式就可以计算出来。最大产率系数可按参考文献[8]所述计算；但代谢效率低于正常值（约 0.20）。

利用碳酸盐平衡系统（注意氮、氧、碳的氧化价位已改变），合并式（3.22）与式（3.24），我们可以得出亚硝酸菌的产率 $Y_{obs,NH4} = 0.1\ g\ VSS/g\ NH_4^+\text{-}N = 0.14\ g\ COD/g\ NH_4^+\text{-}N$：

$$80.7NH_4^+ + 114.55O_2 + 160.4HCO_3^- \rightarrow$$

$$C_5H_7NO_2 + 79.7NO_2^- + 82.7H_2O + 155.4H_2CO_3 \tag{3.26}$$

该式表明，113 g 细菌（$C_5H_7NO_2$）可通过 80.7 × 14 = 1 129.8 g NH_4^+-N 转化而产生。因此产率系数为 113/1 129.8 = 0.10 g VSS/g NH_4^+-N。单位氨氮氧化的产率系数为 113/(79.7 × 14) = 0.10 g VSS/g NH_4^+-N。

【例 3.4】 式（3.26）中的产率系数也可用其他单位计算，如 g COD/g NH_4^+-N:

113 g 细菌代表 COD 含量为 1.42 g COD/g，见例 3.2，产率系数为：

$$(1.42\text{ g COD/g} \times 113\text{ g}) / 1\,129.8\text{ g } NH_4^+\text{-N} = 0.14\text{ g COD/g } NH_4^+\text{-N}$$

将式（3.23）和式（3.25）合并，可求出硝化菌的 $Y_{obs,NO2}$ = 0.06 g VSS/g NO_2^--N:

$$134.5NO_2^- + NH_4^+ + 62.25O_2 + HCO_3^- + 4H_2CO_3 \rightarrow C_5H_7NO_2 + 134.5NO_3^- + 3H_2O \quad (3.27)$$

将式（3.26）和式（3.27）合并，则硝化的总反应式为:

$$NH_4^+ + 1.86O_2 + 1.98HCO_3^- \rightarrow 0.020C_5H_7NO_2 + 0.98NO_3^- + 1.88H_2CO_3 + 1.04H_2O \quad (3.28)$$

【例 3.5】 计算硝化过程的总耗氧量。

从式（3.28）可得知，1 mol NH_4^+ 用掉 1.86 mol O_2，即 1 g NH_4^+-N 的耗氧量为:

$$\frac{1.86\ \text{mol}\ O_2 \times 32\ \text{g}\ O_2/\text{mol}}{1\ \text{mol}\ NH_4^+ - N \times 14\ \text{g N/mol}} = 4.25\ \text{g}\ O_2/\text{g}\ NH_4^+ - N$$

即化学计量系数为 $\nu_{NH4,O2}$ = 4.25。

根据式（3.28）还可以计算生成 1 g NO_3^--N 的耗氧量:

$$\frac{1.86\ \text{mol}\ O_2 \times 32\ \text{g}\ O_2/\text{mol}}{0.98\ \text{mol}\ NO_3^- - N \times 14\ \text{g N/mol}} = 4.34\ \text{g}\ O_2/\text{g}\ NO_3^- - N$$

相当于 4.34 g O_2/g NH_4^+-N 氧化。合并式（3.22）和式（3.23），可计算出:

$$NH_4^+ + 2\,O_2 \rightarrow NO_3^- + 2\,H^+ + H_2O$$

$$\frac{2\ \text{mol}\ O_2 \times 32\ \text{g}\ O_2/\text{mol}}{1\ \text{mol}\ NO_3^- - N \times 14\ \text{g N/mol}} = 4.57\ \text{g}\ O_2/\text{g}\ NO_3^- - N = 4.57\ \text{g}\ O_2/\text{g}\ NH_4^+ - N\text{氧化}$$

4.34 g O_2/g NH_4^+-N 与此值之差是由于细菌所同化的无机碳也作为氧化剂，因此多少减少了氧的消耗。

将铵盐氧化为亚硝酸盐要分几步进行，而将亚硝酸盐氧化为硝酸盐则一步完成。羟氨和亚硝酸盐之间的中间产物是未知的。

$$NH_4^+ \xrightarrow{a} NH_2OH \xrightarrow{b} ? \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO_3^-$$

硫脲和肼能够选择性地抑制反应 a 和反应 b [12]。在活性污泥法处理系统的呼吸试验和改良法 BOD 分析中，通常采用硫脲来抑制硝化过程，1 ppm 就可完全抑制[13]。

3.4.2 碱度

硝化过程降低水的碱度。式（3.26）和式（3.27）表明，只有该过程的第一步对碱度有影响。将 1 mol NH_4^+-N 氧化为 NO_2^--N 大约要消耗 2 mol HCO_3^-，相当于 2 eq 的碱度。对于较软的水，影响是相当大的，由于水中 pH 降得太低，硝化过程将受到抑制，甚至完全停止。

【例 3.6】 典型生活污水含 50 g TN/m^3，其中一部分留在污泥中，其余约 30 g N/m^3 可用于硝化。

这一过程的碱度消耗ΔTAL 为:

$$\frac{30\ \text{g N/m}^3}{14\ \text{g N/mol N}} \times 2\ \text{eqv/mol N} = 4.29\ \text{eqv/m}^3$$

如若污水碱度低于 5 eqv/m³（许多污水都如此，见第 1 章），就有必要增加碱度（例如加石灰，或通过反硝化，见 3.5 节，）

3.4.3 硝化动力学

硝化动力学可用莫诺得方程式描述，见式（3.14）。饱和常数 $K_{S,NH4,A}$ 和 $K_{S,NO2,A}$ 很小（见表 3.10），在污水处理厂的实际计算中，我们把硝化作为一步过程，并使用总过程的反应系数，见表 3.10。

3.4.4 环境因素对硝化的影响

下面讨论影响硝化的一些环境因素，包括：基质浓度、温度、氧、pH、毒性物质。

铵的氧化实际上是全过程速率限制步骤，注意到这一点很重要。这意味着只有当工艺过程不稳定时，如负荷出现变化、处理厂启动、污泥流失及其他操作问题，才会出现大量亚硝酸盐的积累。

1. 温度的影响

温度对硝化的影响与对异养好氧微生物的影响相似，见式（3.16），该式至少在 10～22℃的温度范围内适用。在较高的温度（30～35℃）下，生长速率恒定，在 35～40℃范围内，增长速率开始递减，直至 0，见图 3.7。在 0～10℃范围内，该式也能适用。

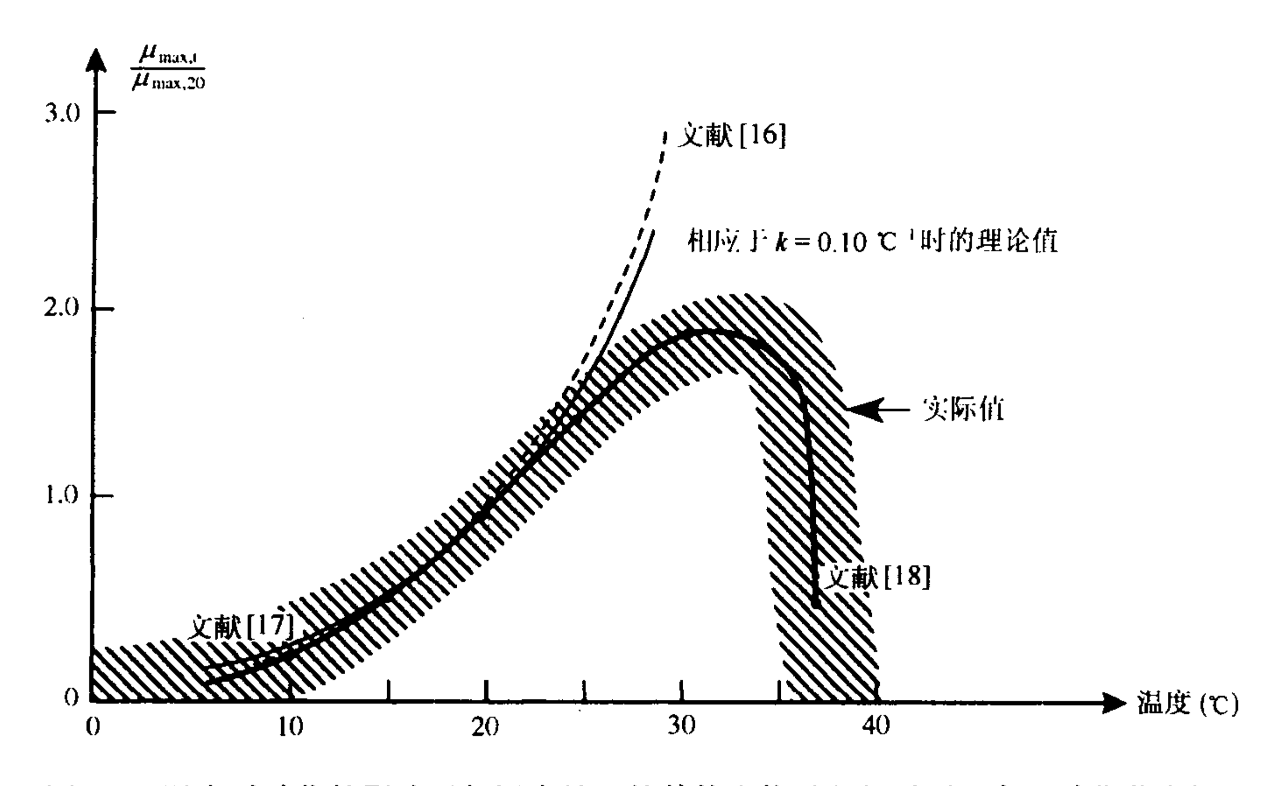


图 3.7 温度对硝化的影响（与污水处理的其他生物过程相对照，高温硝化菌未知）

与其他细菌一样，硝化菌对温度的突然变化非常敏感（见图 3.8）。当温度很快升高时（几个小时之内），增长速率的增加低于预期值，而当温度突然下降时，活性的减弱要超出预期（见图 3.7）。就我们所知，高温段（50～60℃）不发生硝化。

2. 溶解氧浓度

与异养菌相比，硝化菌对低溶解氧更为敏感。可用莫诺德表达式（3.17）描述其动力

学，其饱和常数见表 3.10。扩散限制是活性污泥系统的基本特征，因此供氧状况取决于絮体的大小、基质负荷和温度等因素。

硝化可在高溶解氧状态下进行，如纯氧曝气法处理系统。高达 60 g /m³ 的溶解氧浓度也不会抑制硝化的进行[12]。

3. pH

pH 影响硝化过程，最佳 pH 值范围为 8～9（见图 3.9）。由于硝化对 pH 值的影响，絮体内与生物膜内的 pH 值要低于液相值。

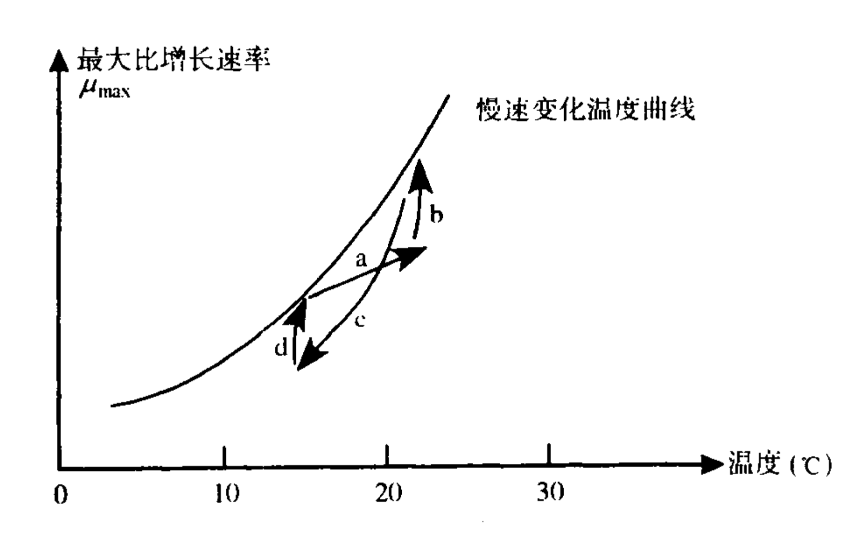


图 3.8 快速及慢速温度变化对生长速率的影响[19]

a —— 迅速加热（15→25℃）；b —— 适应（缓慢）；c —— 迅速冷却（25→15℃）；d —— 适应（缓慢）。

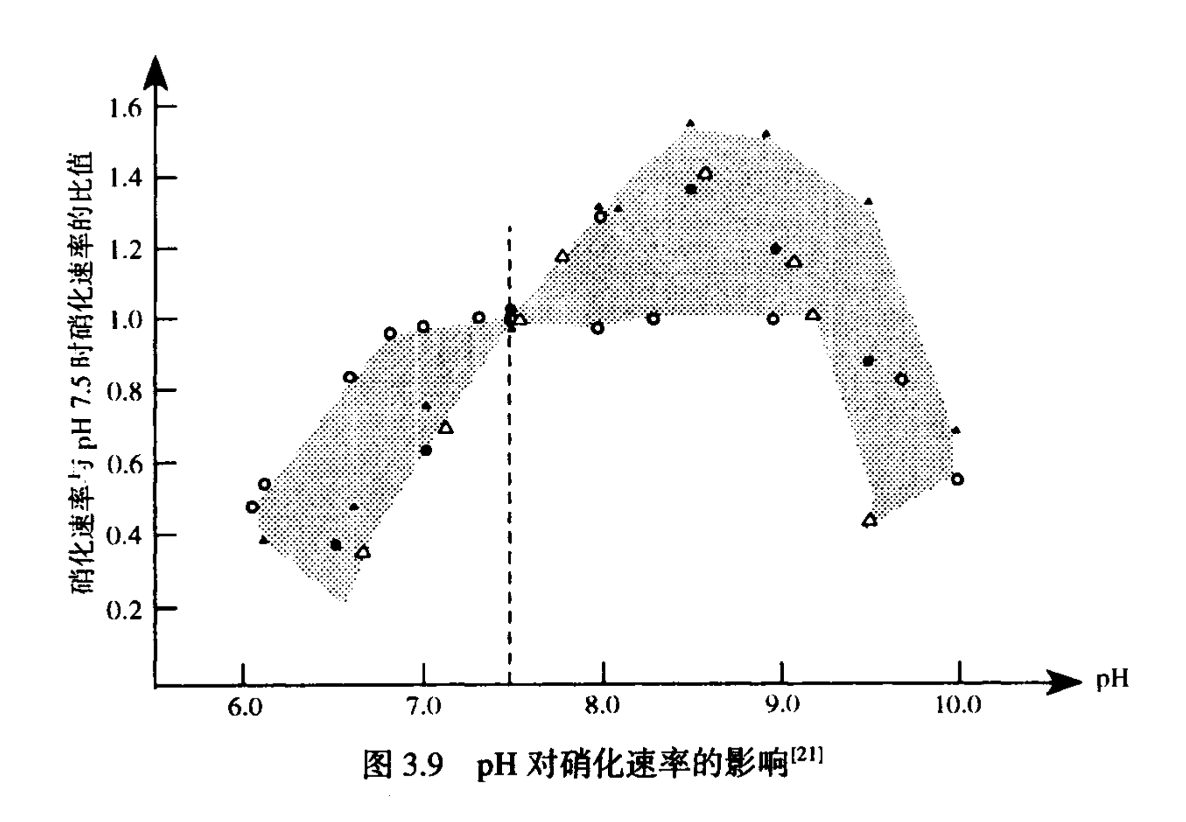


图 3.9 pH 对硝化速率的影响[21]

pH 的影响有可能与基质抑制现象有关，如我们所知，游离氨 NH_3 和 HNO_2 对亚硝化菌和硝化菌都有抑制作用。同时，实验似乎表明，非离子氨（NH_3）和 HNO_2 是硝化细菌的基质[12]。因此，出现了这样的情形，作为基质组分，当其浓度较高时，也可以成为抑制物。由于 NH_3/NH_4^+和 HNO_2/NO_2^-平衡均与 pH 值相关，图 3.10 a～c 的情形就可能出现。

请注意，该过程的部分抑制不一定意味着硝化程度会减弱，仅仅是该过程较慢。在实际设计中应考虑到这一点，因为这种情况表明，要获得与不存在抑制时同样的处理效果，处理厂必须设计得大些。

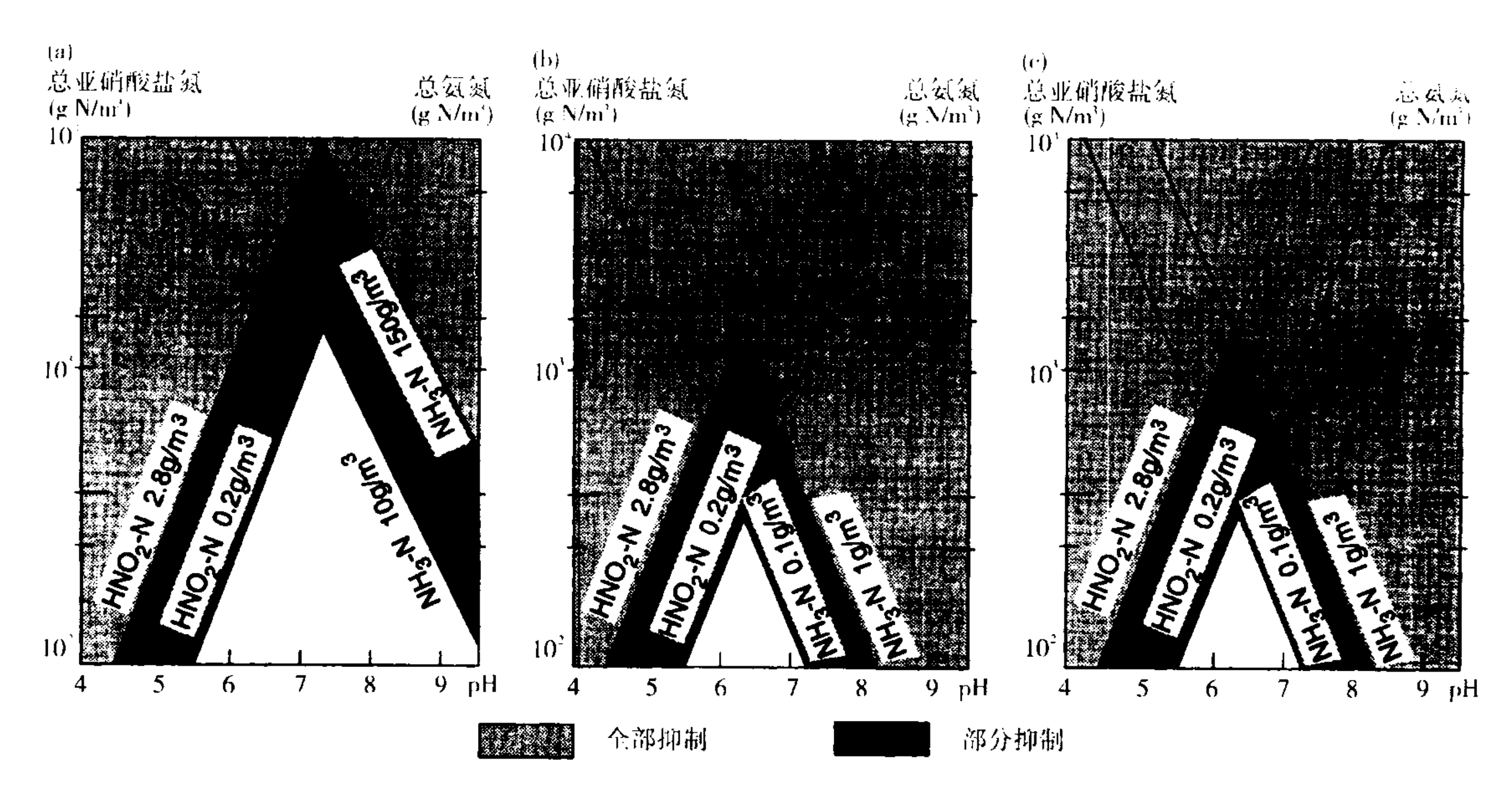


图 3.10 (a) NH_3和HNO_2对亚硝化菌的抑制（依据文献[20]）（NH_3在 10 g N/m³时 0%抑制，在 150 g N/m³时 100%抑制；HNO_2在 0.2 g N/m³时 0%抑制，在 2.8 g N/m³时 100%抑制）

(b) NH_3和HNO_2对硝化杆菌的抑制（依据文献[20]）（NH_3在 0.1 g N/m³时 0%抑制，在 1 g N/m³时 100%抑制；HNO_2在 0.2 g N/m³时 0%抑制，在 2.8 g N/m³时 100%抑制）

(c) NH_3、HNO_2和 pH 对硝化总过程的抑制作用（依据文献[20]）

4. 抑制性物质

活性污泥处理系统的硝化过程受许多物质的抑制。如若硝化处理厂按刚好发生硝化设计，则即使有限的抑制也会导致硝化完全停止。但这不会立即发生，而是发生在硝化菌流失后的几个星期内，这种硝化的停止并不是硝化菌受毒性物质百分之百抑制的结果，而是硝化菌流失的结果[1]。

作为一般性原则，我们可以讲，硝化菌对毒物并不比其他菌更为敏感，见图 3.11。金属也会抑制硝化。表 3.8 提供了一些文献上的信息，表明在一些其他性质上，纯培养与活性污泥培养之间差别很大。不能仅仅因为硝化菌存在于活性污泥中，就认为它们对金属的影响不太敏感，而是因为金属离子在液相中的活度与其在污泥相中绝然不同，这阐明了为什么活性污泥中的细菌更能耐受高浓度金属离子。但一些有机物质，如硫化物、胺、酚、氰化物，其抑制作用极强。

表 3.9 说明了许多种物质对硝化的抑制作用。

如果微生物暴露在同时存在几种抑制性物质的环境条件下，这些物质的单种物质毒性作用会更强大（协同作用）。

金属对硝化的抑制 [12][22][31] **表3.8**

金属	浓度（g/m³）	作用
Cu	0.05～0.56	抑制亚硝化菌的活性（纯培养）
Cu	4	在活性污泥中无实质性抑制
Cu	150	活性污泥受到75%抑制
Ni	>0.25	抑制亚硝化菌生长（纯培养）
Cr^{3+}	>0.25	抑制亚硝化菌生长（纯培养）
Cr^{3+}	118	活性污泥受到75%抑制
Zn	0.08～0.5	抑制亚硝化菌（纯培养）
Co	0.08～0.5	抑制亚硝化菌（纯培养）

硝化的抑制作用 [22] **表3.9**

化合物	分子式	分子量	对氨氧化产生75%抑制所需的浓度	
			mg/L	摩尔浓度
硫脲	$(NH_2)_2CS$	76	0.076	$\times 10^{-6}$
硫代乙酰胺	$CH_3{\cdot}CS{\cdot}NH_2$	75		
氨基硫脲	$NH(NH_2)CSNH_2$		0.53	7×10^{-6}
甲基异硫氰酸盐	$CH_3{\cdot}NCS$	73	0.8	1.1×10^{-5}
烯丙基异硫氰酸盐	$CH_2{:}CH{\cdot}CH_2{\cdot}NCS$	99	0.9	1.9×10^{-5}
二硫代草酸胺	$NH_2{\cdot}CS{\cdot}CS{\cdot}NH_2$	120	1.1	9.2×10^{-6}
硫化氰化钾	KCNS	97	300①	3.1×10^{-3}①
甲基二硫代碳酸钠	$CH_3{\cdot}NH{\cdot}CS{\cdot}Sna$	129	0.9	7×10^{-6}
二甲基二硫代碳酸钠	$(CH_3)_2{\cdot}N{\cdot}CS{\cdot}Sna$	143	13.6	9.5×10^{-5}
二甲基二硫代二甲基碳酸胺	$(CH_3)_2{\cdot}N{\cdot}CS{\cdot}S{\cdot}NH_2(CH_3)_2$	166	19.3	11.6×10^{-5}
环戊二硫代氨基甲酸钠	$C_5H_9{\cdot}NH{\cdot}CS{\cdot}SNa{\cdot}2H_2O$	219	23	10.5×10^{-5}
环戊二硫代氨基基啶鎓	$C_5H_9{\cdot}NH{\cdot}CS{\cdot}SNH_2C_5H_{10}$	246	57	2.3×10^{-4}
甲基硫酸硫脲鎓盐	$[NH_2{\cdot}C(:NH){\cdot}S{\cdot}CH_3]_2H_2SO_4$	278	6.5	2.3×10^{-5}
苯基盐酸硫脲鎓盐	$[NH_2{\cdot}C(:NH){\cdot}S{\cdot}CH_2(C_6H_5)]HCl$	203	49	2.4×10^{-4}
单硫化四甲基秋兰姆	$(CH_3)_2{\cdot}N{\cdot}CS{\cdot}S{\cdot}CS{\cdot}N(CH_3)_2$	208	16	7.5×10^{-5}
二硫化四甲基秋兰姆	$(CH_3)_2{\cdot}N{\cdot}CS{\cdot}S{\cdot}S{\cdot}CS{\cdot}N(CH_3)_2$.	240	30	1.2×10^{-4}
巯基苯并噻唑	$C_6H_4{\cdot}SC(SH){:}N$	167	3	1.8×10^{-5}
二硫化苯并噻唑	$C_{14}H_8N_2S_4$	332	38	1.2×10^{-4}
酚	$C_6H_5{\cdot}OH$	94	5.6	6×10^{-5}
邻甲苯酚	$CH_3{\cdot}C_6H_4{\cdot}OH$	107	12.8	1.2×10^{-4}
间甲苯酚	$CH_3{\cdot}C_6H_4{\cdot}OH$	107	11.4	1.06×10^{-4}
对甲苯酚	$CH_3{\cdot}C_6H_4{\cdot}OH$	107	16.5	1.53×10^{-4}
苯胺	$C_6H_5{\cdot}NH_2$	93	7.7	8.3×10^{-5}

续表 3.9

化合物	分子式	分子量	对氨氧化产生 75%抑制所需的浓度	
			mg/L	摩尔浓度
2,4-二硝基苯	$C_6H_4(NO_2)_2$	184	460	2.5×10^{-3}
烯丙醇	$CH_2:CH \cdot CH_2OH$	58	19.5	3.4×10^{-4}
烯丙基氯	$CH_2:CH \cdot CH_2Cl$	76.5	180	2.4×10^{-3}
烯丙基醚	$(CH_2:CH \cdot CH_2)_2O$	98	100	1×10^{-3}
氰化钠	NaCN	27	0.65	2.4×10^{-5}
二甲基对亚硝基苯胺	$(CH_3)_2N \cdot C_6H_4 \cdot NO$	150	19	1.3×10^{-5}
碳酸缩二胍	$[(NH_2)_2 \cdot C:NH]H_2CO_3$	180	16.5	9.2×10^{-4}
二苯基缩二胍	$(NH \cdot C_6H_5)_2 \cdot C:NH$	211	50①	2.5×10^{-4} ①
缩二胍	$NH_2 \cdot C(:NH)NH \cdot C(:NH)NH_2$	101	50	5×10^{-4}
二氰胺	$NH_2 \cdot C(:NH)NH \cdot CN$	84	250	3×10^{-3}
3-甲基吲哚	$C_6H_4NHCH:CCH_3$	131	7.0	5.3×10^{-5}
盐酸盐马钱子碱	$C_{21}H_{22}O_2N_2 \cdot HCl \cdot 2H_2O$	407	175	4.3×10^{-4}
2-氯代-6-三氯甲基吡啶	$C_5H_3NCl(CCl_3)$	231	100	0.43×10^{-3}
氨基甲酸乙酯	$NH_2 \cdot CO \cdot OC_2H_5$	89	1 780	2×10^{-2}
乙二胺四乙酸(EDTA)	$[(COOH \cdot CH_2)_2 \cdot N \cdot CH_2]_2$	292	350①	1.2×10^{-3} ①
联氨	$NH_2 \cdot NH_2$	32	58	1.8×10^{-3}
盐酸甲基胺	$CH_3 \cdot NH_2HCl$	67.5	1,550	2.3×10^{-2}
三甲基胺	$N(CH_3)_3$	59	118	2×10^{-3}
叠氮化钠	NaN_3	65	23	3.6×10^{-4}
亚甲基蓝	$C_{16}H_{18}N_3 \cdot SCl \cdot 3H_2O$	373.5	100①	3×10^{-4} ①
二硫化碳	CS_2	76	35	0.46×10^{-3}
乙醇	C_2H_5OH	46	2 400	5×10^{-2}
丙酮	$CH_3 \cdot CO \cdot CH_3$	58	2 000	3.5×10^{-2}
氯仿	$CHCl_3$	119.4	18	1.5×10^{-4}
8-羟基喹啉	$C_9H_6N \cdot OH$	145	72.5	5×10^{-4}
链霉素	$C_{21}H_{39}N_7O_{12}$	581.6	400①	6.9×10^{-4} ①

① 最高试验浓度，但并不有效。

5. 反应速率常数

表 3.10 中列出了硝化菌的反应速率常数。

3.5 反硝化过程

通过反硝化作用，微生物将硝酸盐转化为氮气，这是一个硝酸盐作为氧化剂的厌氧过程。

$$A_{还原} + NO_3^- \rightarrow A_{氧化} + 0.5\,N_2$$

20℃时的硝化反应速率常数[14][15][12][16] 表3.10

	符号	单位	数量		
			亚硝化菌	硝化菌	总过程
最大比增长速率	$\mu_{max,A}$	d^{-1}	0.6～0.8	0.6～1.0	0.6～0.8
饱和常数	$K_{S,NH4,A}$	g NH_4-N/m^3	0.3～0.7	0.8～1.2	0.3～0.7
饱和常数	$K_{S,O2,A}$	g O_2/m^3	0.5～1.0	0.5～1.5	0.5～1.0
最大产率系数	$Y_{max,A}$	g VSS/g N ①	0.10～0.12	0.05～0.07	0.15～0.20
衰减常数	b_A	d^{-1}	0.03～0.06	0.03～0.06	0.03～0.06
μ_{max}和b_A的温度常数	K	℃$^{-1}$	0.08～0.12	0.07～0.10	0.08～0.12

① 形成1 g NO_3-N。



图 3.11 与异养菌相比，硝化菌对毒物更敏感的神话正如大象一样固执而顽强，这一神话并不真实，正如照片里的大象并非真实一样，因为它是巴洛克时期最伟大的雕塑家Giovanni Lorenzo Bernini 的作品，他的作品在罗马可见，如圣彼得高高的圣坛、Navona 广场中央的喷泉和位于 Minerva 广场的这头背上驮着方尖形碑的大象

硝酸盐作为氧化剂的工艺过程称之为缺氧。反硝化在自然界中处处可见，只要硝酸盐存在，而氧不存在（或不太多）即可。多数反硝化菌是兼性菌，如果存在氧，也可利用氧作为氧化剂。

许多常见的细菌都有改变其代谢的能力，从利用氧转为利用硝酸盐作为最终电子受体。反硝化菌的电子传递链除最后一步即硝酸盐或亚硝酸盐还原酶外，其余均与氧传输条件下的电子传递链一样。细菌对最终电子受体的选择取决于电子传递系统中最后一种细胞色素与氧或硝酸盐之间的氧化还原电位。如若选择了氧，而氧与硝酸盐都存在的情形下，该细菌就不会进行反硝化，而利用氧进行呼吸。

反硝化过程，也称之为硝酸盐的异化还原，如图 3.12 所示，是分阶段进行的。该图也给出了硝酸盐的同化还原。反硝化（与硝化）的中间产物都是有毒的，或不希望出现的，亚硝酸 NO_2^-、氧化氮 NO 及氧化二氮 N_2O 都如此。亚硝酸盐能抑制微生物，因此用作防腐剂。氧化氮在空气中可转化为二氧化氮，它曾在一战期间作为毒气使用，这种气体也存在于汽车尾气中。氧化二氮用于麻醉，也是一种温室气体。在自然界中，这些中间产物都可在土壤的上层形成。与反硝化有关的中间产物仅为千分之一的数量级。如果这一过程受到抑制（如缺乏有机物和营养物）或受到强烈的动态负荷影响，中间产物的释放就会增加。

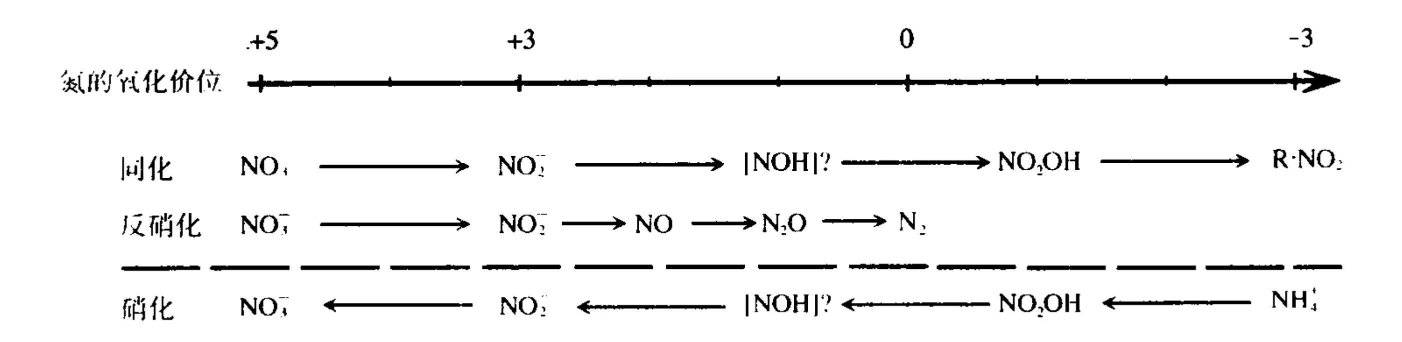


图 3.12 微生物脱氮的反应顺序

3.5.1 反硝化反应

反硝化菌利用污水中的有机物作为能源和碳源，反硝化菌的产能过程可写成两个半反应式的组合：

$$\frac{1}{70}C_{18}H_{19}O_9N + \frac{28}{70}H_2O \rightarrow \frac{17}{70}CO_2 + \frac{1}{70}HCO_3^- + \frac{1}{70}NH_4^+ + H^+ + e^-$$

$$\Delta G°\ (W) = -32 kJ/e\text{-}eqv$$

和

$$\frac{1}{10}N_2 + \frac{3}{5}H_2O \rightarrow \frac{1}{5}NO_3^- + \frac{6}{5}H^+ + e^-$$

$$G°(W) = +71\ kJ/e\text{-}eqv$$

合并上述两式，可以得出：

$$\frac{1}{70}C_{18}H_{19}O_9N + \frac{1}{5}NO_3^- + \frac{1}{5}H^+ \rightarrow$$

$$\frac{1}{10}N_2 + \frac{17}{70}CO_2 + \frac{1}{70}HCO_3^- + \frac{1}{70}NH_4^+ + \frac{1}{5}H_2O \qquad (3.29)$$

$$\Delta G°\ (W) = -103 kJ/e\text{-}eqv$$

所得的能量，-103 kJ/e-egv，或以热的形式释放，或用于生物生长。

3.5.2 反硝化的产率系数

假如这些能量全部用于生长，则可计算出该过程的最大产率系数为 0.47 kg生物量/kg有机物，该值接近于好氧异养转化的产率系数值（0.50 kg生物量/kg有机物）。假定微生物同化了铵，相应的反应式为：

$$0.61\ C_{18}H_{19}O_9N + 4.54\ NO_3^- + 0.39\ NH_4^+ + 4.15\ H^+ \rightarrow$$

$$C_5H_7NO_2 + 2.27\ N_2 + 5.98\ CO_2 + 5.15\ H_2O \qquad (3.30)$$

假定微生物同化了硝酸盐，其反应式与式（3.30）差别并不大。

$$0.65C_{18}H_{19}O_9N + 4.89\ NO_3^- + 4.89\ H^+ \rightarrow C_5H_7NO_2 + 2.27\ N_2 + 6.70\ CO_2 + 5.12H_2O \quad (3.31)$$

但应该记住，在这种情况下，最大产率系数仅变为 0.44 kg生物量/kg有机物质。若铵盐存在，细菌总是用它作为氮源，几乎各类普通污水都是这种情形。

【例 3.7】 反硝化微生物在无铵条件下降解酚 C_6H_6O，计算包括生长在内的该过程反应式（实测产率系数=1.2 kg COD/kg 酚），微生物的组成假定为 $C_6H_8NO_2$。

微生物量的 COD 为：

$$C_6H_8NO_2 + 6.25\ O_2 + H^+ \rightarrow 6\ CO_2 + NH_4^+ + 2.5\ H_2O$$

即 6.25 mol 氧 = 6.25 mol COD/mol 生物量

$$Y_{obs} = 1.2\ \text{kg COD/kg 酚} = \frac{1200\ \text{g COD/(32 g COD/mol)}}{1000\ \text{g 酚/(94 g 酚/mol)}} = 3.53\ \text{mol COD/mol 酚}$$

因此摩尔产率系数（mol 生物量/mol 酚）为：

$$\frac{3.53\ \text{mol COD/mol 酚}}{6.25\ \text{mol COD/mol 生物量}} = 0.56\ \text{mol生物量/mol 酚}$$

反应式为：

$$C_6H_6O + \cdots \rightarrow 0.56\ C_6H_8NO_2 + 2.64\ CO_2 \cdots$$

碳原子的氧化价位改变为+14.0，硝酸盐的价位必定相应降低。0.56 mol NO_3^-还原为铵盐，同化为生物量，这相当于氧化价位降低了 0.56 × 8 = 4.48。其余降低部分（14.0 - 4.48 = 9.52）系由于反硝化所致，即 9.52/5 = 1.90 mol NO_3^-。

$$C_6H_6O + (1.90 + 0.56)\ NO_3^- + \cdots \rightarrow 0.56\ C_6H_8NO_2 + 2.64\ CO_2 + 0.95\ N_2 + \cdots$$

电荷平衡后，给出最终表达式：

$$C_6H_6O + 2.46\ NO_3^- + 2.46\ H^+ \rightarrow 0.56\ C_6H_8NO_2 + 2.64\ CO_2 + 0.95\ N_2 + 1.98\ H_2O$$

在此例中我们得知，通过反硝化可同化很大一部分氮，即 0.56/2.46 × 100% = 23%。

3.5.3 营养物

反硝化细菌的营养要求与好氧异养菌相当，这种菌更喜欢以铵盐而不是硝酸盐作为同化过程的氮源。城市污水营养物充分而工业废水则可能缺乏磷。

3.5.4 碱度

反硝化过程增加水中碱度。由式（3.31）可见，每转化 1 mol 硝酸盐，要产生 1 eqv 碱度。若以铵盐为氮源，每同化 1 mol 铵盐，碱度减少 1 eqv，从式（3.30）可知，碱度的产量为 4.15 eqv/4.54 mol NO_3^--N，等于 0.91 eqv/mol NO_3^--N。

【例 3.8】 25 g NO_3^--N/m³ 通过污水的反硝化而转化，假定其过程如式（3.30）所示，即铵盐用于同化。

反硝化之前水中碱度 TAL_1 为 4.1 eqv/m³，求反硝化后的碱度 TAL_3。

由式（3.30）可知，碱度产量为 0.91 eqv/mol NO_3^--N。

$$25\ \text{g}\ NO_3^- - \text{N/m}^3 = \frac{25\ \text{g}\ NO_3^- - \text{N/m}^3}{14\ \text{g}\ NO_3^- - \text{N/m}^3} = 1.79\ \text{mol}\ NO_3^- - \text{N/m}^3$$

碱度的变化ΔTAL 即为：

$\Delta TAL = 0.91$ eqv/mol NO_3^--N × 1.79 mol NO_3^--N /m³ = 1.63 eqv/m³

$TAL_3 = TAL_1 + \Delta TAL = 4.1 + 1.6 = 5.7$ eqv/m³。

3.5.5 反硝化动力学

通常反硝化动力学可按莫诺德表达式描述，见式（3.14）。由于要转化的是硝酸盐，目的在于不受基质的限制。此种情形下，可采用零级表达式，如式（3.15）。

若加入外源基质，如乙酸或甲醇，就有可能消除基质的限制。如若利用污水中现有的有机物，则在许多情形下，会导致去除速率的降低。但不要把这一情况与完全限制相混淆，在完全限制中，由于缺少基质工艺过程将停止。

基质的去除率可按下式表示：

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max}}{Y_{max}}\frac{S_{NO3}}{S_{NO3}+K_{S,NO_3}}\frac{S}{S+K_S}X_B \tag{3.32}$$

式中 $K_{S,NO3}$——硝酸盐的饱和常数；

S——能源物质的浓度（如污水中的有机物）；

K_S——能源物质的饱和常数；

$\frac{S_{NO3}}{S_{NO3}+K_{S,NO_3}}$——描述硝酸盐浓度的影响。

在多数情况下，由于 $S_{NO3}>>K_{S,NO3}$，$S>>K_S$，式（3.32）可简化为硝酸盐及能源物质的零级反应式：

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max}}{Y_{max}}X_B$$

与好氧过程相比，其基本区别在于，在反硝化过程中我们控制的是硝酸盐（电子受体），而在好氧异养过程中，我们要控制的是有机物（电子供体）。

【例3.9】 计算基质（COD）和硝酸盐（NO_3^--N）的去除率，已知下列常数：

μ_{max}= 3 d^{-1}；$Y_{max,COD}$= 0.5 kg COD(B)/kg COD(S)；$K_{S,NO3}$= 0.1 g NO_3^--N/m^3

K_S= 20 g COD/m^3；X_B = 2 kg COD(B)/m^3

假定该工艺与例3.7相同，且发生在完全混合池内，进水、出水浓度为：

进水：S_{NO3}=20 g NO_3^--N /m^3，S_{COD} = 200 g COD/m^3；

出水：S_{NO3} = 1 g NO_3^--N /m^3，S_{COD} = 10 g COD/m^3

利用式（3.32）：

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max}}{Y_{max}}\frac{S_{NO3}}{S_{NO3}+K_{S,NO3}}\frac{S}{S+K_S}X_B \tag{3.32}$$

计算可得：

$$r_{V,S}=\frac{3\,d^{-1}}{0.5\,kg\,COD(B)/kg\,COD(S)}\times\frac{1}{1+0.1}\times\frac{10}{10+20}\times 2\,kg\,COD(B)/m^3$$

$$=3.6\,kg\,COD(S)/(m^3\cdot d)$$

相应的硝酸盐去除量可乘以由例3.7反应式求出的化学计量系数而得出：

1 mol 酚～2.46 mol NO_3^--N（见例3.7）

酚的 COD：$C_6H_6O+7O_2\rightarrow 6CO_2+3H_2O$

1 mol 酚消耗 7 mol O_2；酚的 COD = 7 mol COD(S)/mol 酚

1mol 酚 × 7 mol COD(S)/mol 酚 = 7 mol COD(S)（2.46 mol NO_3^--N 转化的 COD）

即化学计量系数 $\nu_{NO3,COD}$ 为:

$$\nu_{NO3,COD} = (7\ mol\ COD(S) \times (32\ g\ COD/mol\ COD))/(2.46\ mol\ NO_3^- \text{-}N \times 14\ g\ N/mol\ N)$$
$$= 6.50\ g\ COD(S)/g\ NO_3^- \text{-}N \text{ 或 } \nu_{NO3,COD} = 6.50\ kg\ COD(S)/kg\ NO_3^- \text{-}N$$

即: $r_{V,S(COD)} = \nu_{NO3,COD} r_{V,S(NO3)}$

$$r_{V,S(NO3)} = r_{V,S(COD)} / \nu_{NO3,COD}$$
$$r_{V,S(NO3)} = (3.6\ kg\ COD(S)/(m^3 \cdot d))/(6.50\ kg\ COD(S)/1\ kg\ NO_3^- \text{-}N)$$
$$= 0.55\ kg\ NO_3^- \text{-}N/(m^3 \cdot d) \text{ 或 } 23\ g\ NO_3^- \text{-}N/(m^3 \cdot h)$$

利用化学计量系数，可确定关于硝酸盐的最大产率系数:

$$Y_{max,NO3} = Y_{max,COD}\,\nu_{NO3,COD} = 0.5 \times 6.50 = 3.25\ kg\ COD/kg\ NO_3^- \text{-}N$$

将此产率系数代入式（3.32），可得 $r_{V,S(NO3)}$。

3.5.6 环境因素对反硝化的影响

1. 能源（基质）

反硝化菌能利用的能源物质范围极广，也可利用无机物质。表 3.11 列出了一些可利用的能源物质。在这些有机物质中，人们的兴趣主要在于污水与污泥中的有机物，即所谓的内部能源物质。

在外部碳源与能源中，如果我们不是碰巧遇到诸如酿酒废水之类的工业废水的话，那么甲醇和乙酸是最令人感兴趣的。

反硝化试验中采用的还原剂（黑体字所注物质大量用于工程实践）[19]　　表 3.11

丙酮	糖蜜
新闻纸	甲烷
氢（饮用水）	**甲醇**
酿酒废水	橄榄油
乙酸	**污水中的有机物质**
乙醇（饮用水）	原糖浆
葡萄糖	木屑
樱桃汁	**硫**
桔子酱	

【例 3.10】 对于饮用水处理，乙酸是一种可能的反硝化能源。在单独的反硝化过程中，实测产率系数要比硝化/反硝化工艺大。假定产率系数为 0.5 kg COD/kg COD，相当于 0.38 kg 生物量/kg 乙酸（这可根据生物量 $C_5H_7NO_2$ 及乙酸 $C_2H_4O_2$ 的氧化反应式计算，见例 3.2）。工艺过程如下:

$$4.96\,C_2H_4O_2 + 3.94\,NO_3^- + NH_4^+ + 2.94\,H^+ \rightarrow C_5H_7NO_2 + 4.92CO_2 + 1.97N_2 + 9.9H_2O$$

由于加入了乙酸（= 负碱度），工艺过程的碱度变化比较特别。

就这样一个工艺来说，去除 3.94 mol NO_3^--N 所增加的碱度为 2.94 eqv，即 0.75 eqv/mol NO_3^--N。在反硝化前加入乙酸，导致了一定量碱度的去除。

去除 3.94 mol NO_3^--N 需要 4.96 mol HAc，等于 1.26 mol HAc/mol NO_3^--N，在 pH4.5

时，36%的乙酸离解，这意味着投加36%的乙酸，碱度的去除量为 0.36 × 1.26 = 0.45 eqv/mol NO_3^--N（36%由例 3.13 导出）。

最终结果是碱度增加了 0.30 eqv/mol NO_3^--N。

所使用的能源对反硝化速率有影响。在图 3.13 中，这可由生物量的单位速率 $r_{X,S(NO3)}$（$= r_{V,S(NO3)}/X_B$）来说明。甲醇易降解，产率高，利用甲醇的是一种特殊的细菌。原污水中的有机物反应速率缓慢，而内源物质最慢，在此，限制反应速率的是水解过程。

2. 温度

温度对反硝化的影响类似于对好氧异养过程的影响，参见式（3.16）。反硝化也可在高温段 50～60℃发生，但缺乏这方面的经验，其去除速率大约比 35℃时要高出 50%。

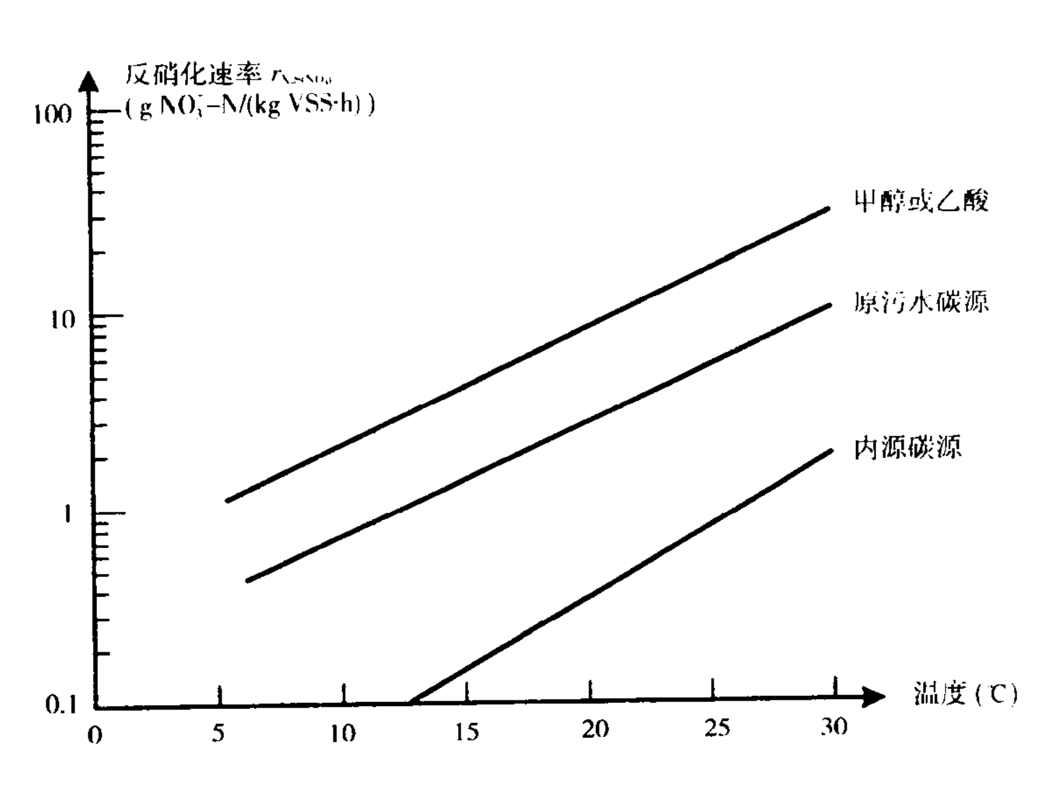


图 3.13 碳源、温度和单位生物量反硝化速率之间的关系[24]

3. 氧

氧抑制反硝化过程。与所有其他因素那样，这里所指的是微生物本身所经受的氧浓度，也就是说，生物膜或絮体内部的氧浓度高低才是关键的，而不是通常所测的液相氧浓度。但氧的影响仍可用下列近似式乘以反应速率式（3.32）来表达:

$$\frac{K_{S,O_2(NO_3)}}{K_{S,O2(NO3)} + S_{O2}}$$

式中 S_{O2}——液相中的氧浓度；

$K_{S,O2(NO3)}$——氧抑制的饱和常数。

$K_{S,O2}$ 随所存在的条件而变化，活性污泥系统的 $K_{S,O2}$ 要比生物膜系统的低；在活性污泥系统中，$K_{S,O2(NO3)}$ 会随絮体尺寸的减小（受搅拌强度影响）而减小。

在模型计算中，通常把同样的饱和常数用于反硝化 $K_{S,O2(NO3)}$ 及好氧氧化 $K_{S,O2}$。

4. pH

反硝化过程中 pH 的影响类似于其他生物过程。图 3.14 表明，pH 的最佳值在 7～9 之

间，但随具体条件而变。短期与长期的 pH 影响有很大差别，这是因为微生物系统能够缓慢地适应给定的 pH 值。

低 pH 值（<7）对反硝化的最终产物起着重要的作用，因为氧化氮，特别是 N_2O 会随着 pH 的递减而增加。氧化氮 NO 为毒性很强的气体，但实际工程中很少出现[24][30]。

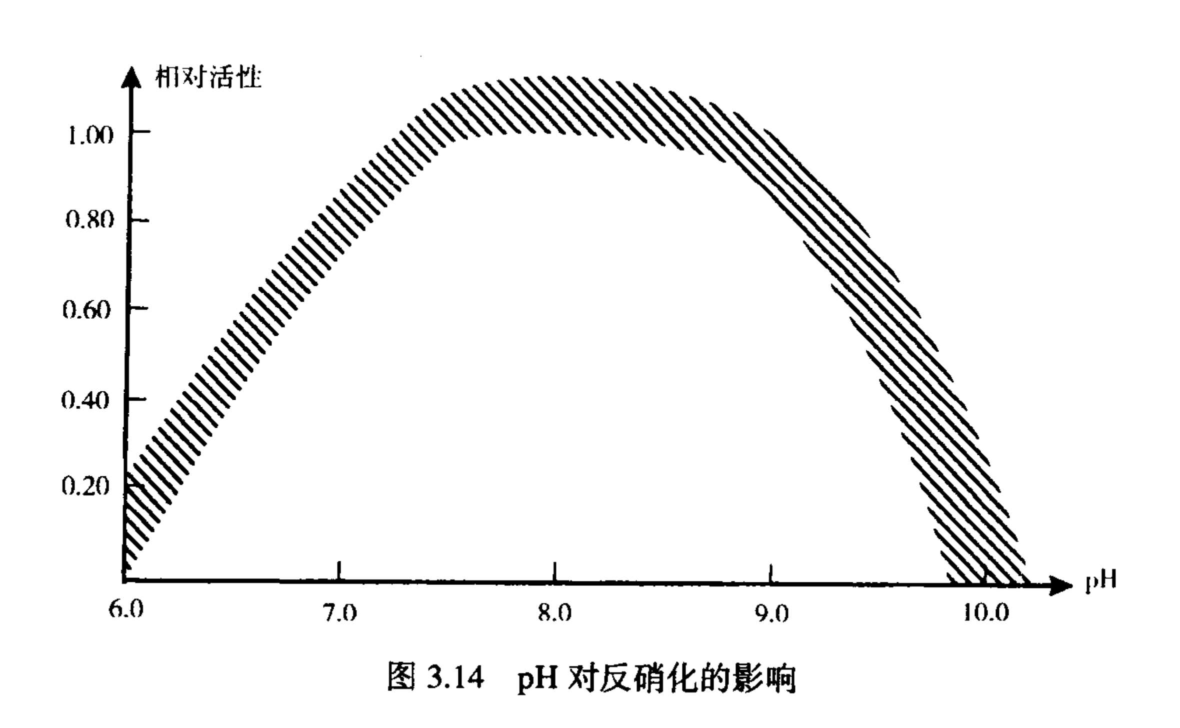


图 3.14 pH 对反硝化的影响

5. 反硝化的反应速率常数

表 3.12 给出一套反硝化反应速率常数。

20℃时反硝化过程的反应速率常数[19][23][24]　　表 3.12

	符 号	单 位	数 量
最大比增长速率①	μ_{max}	d^{-1}	3～6
甲醇的最大比增长速率	μ_{max}	d^{-1}	5～10
衰减常数	b	d^{-1}	0.05～0.10
硝酸盐饱和常数	$K_{S,NO3}$	$g N/m^3$	0.2～0.5
氧饱和常数	$K_{S,O2(NO3)}$	$g O_2/m^3$	0.1～0.5
甲醇饱和常数	$K_{S,MeOH}$	$g COD/m^3$	5～10
饱和常数①	$K_{S,COD}$	$g COD/m^3$	10～20
悬浮固体水解常数	k_h	d^{-1}	0.15～0.4
溶解固体水解常数	k_h	d^{-1}	1～15
水解常数	k_{hx}	kg COD(X)/(kg COD(B)·d)	0.15～0.4
水解饱和常数	K_x	kg COD(X)/kg COD(B)	0.02～0.05
甲醇最大产率系数	Y_{max}	kg COD/kg COD	0.5～0.65
最大产率系数①	Y_{max}	kg COD/kg COD	0.4～0.6
最大产率系数①	Y_{max}	kg COD/kg NO_3^--N	1.6～1.8
μ_{max} 和 b 的温度常数	k	℃$^{-1}$	0.06～0.12

① 原污水中的有机物质。

3.6 生物除磷过程

在生物除磷过程中细菌吸收大量磷酸盐，磷酸盐作为能源贮备，在厌氧状态下用于吸收基质。在好氧及缺氧条件下重新形成磷酸盐贮存物[28]。

因此这是一个循环过程（见图 3.15），细菌交替释放和吸收磷酸盐。许多细菌可以承担这一过程，最著名的就是不动细菌（*Acinetobacter*）。有些聚磷菌（PAO's）也可以反硝化[38]。

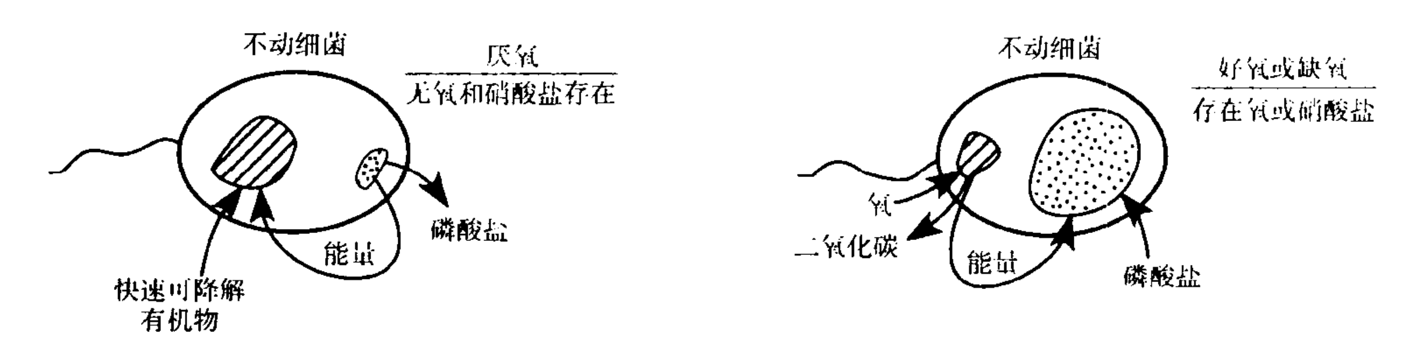


图 3.15　在生物除磷过程中细菌对磷酸盐的吸收和释放

3.6.1 生物除磷反应

在好氧条件下聚磷的累积可以按简化的方式描述如下，参见有关文献[25] [26]：

$$C_2H_4O_2 + 0.16\ NH_4^+ + 1.2\ O_2 + 0.2\ PO_4^{3-} \rightarrow$$
$$0.16\ C_5H_7NO_2 + 1.2\ CO_2 + 0.2\ (HPO_3)(\text{聚磷}) + 0.44\ OH^- + 1.44\ H_2O \qquad (3.33)$$

假定所估计的表达式的化学计量系数为 0.2 mol PO_4^{3-}/mol $C_2H_4O_2$，实测产率系数 $Y_{obs,P}$ = 0.4 kg COD(B)/kg COD(S)，相当于 0.30 kg VSS(生物量)/kg $C_2H_4O_2$。这里所选择的有机物组成类似于乙酸。因为细菌在好氧条件下，既可以利用所贮存的乙酸，也可以利用游离的乙酸（若其存在的话）。贮存的乙酸以聚合羟基烷酸（*polyhydroxyalkanoates*, PHA）的形式存在，其中聚 β 羟丁酸（PHB）最常见。

在缺氧条件下，根据同样的假设，表达式如下：

$$C_2H_4O_2 + 0.16\ NH_4^+ + 0.2\ PO_4^{3-} + 0.96\ NO_3^- \rightarrow$$
$$0.16\ C_5H_7NO_2 + 1.2\ CO_2 + 0.2\ (HPO_3)(\text{聚磷}) + 1.40\ OH^- + 0.48\ N_2 + 0.96\ H_2O \qquad (3.34)$$

厌氧条件下，聚磷酸盐的降解可以简示如下:

$$2\ C_2H_4O_2 + (HPO_3)\ (\text{聚磷}) + H_2O \rightarrow (C_2H_4O_2)_2\ (\text{储存的有机物}) + PO_4^{3-} + 3\ H^+ \qquad (3.35)$$

图 3.16 所示的是，厌氧条件下乙酸盐和磷酸盐浓度的变化情况。

【例 3.11】 污水中含 50 g 乙酸(HAc)/m³ 和 10 g P/m³，问多少磷能通过生物去除？根据式（3.33），好氧条件下的化学计量系数为：

$v_{HAc,PO4}$ = 0.2 mol P/mol HAc

相当于 0.2 MW_P/MW_{HAc} = 0.2 × 30/60 = 0.1 g P/g HAc

因此，50 g HAc/m³ × 0.1 g P/g HAc = 5 g P/m³（相当于 50%）可以被去除。

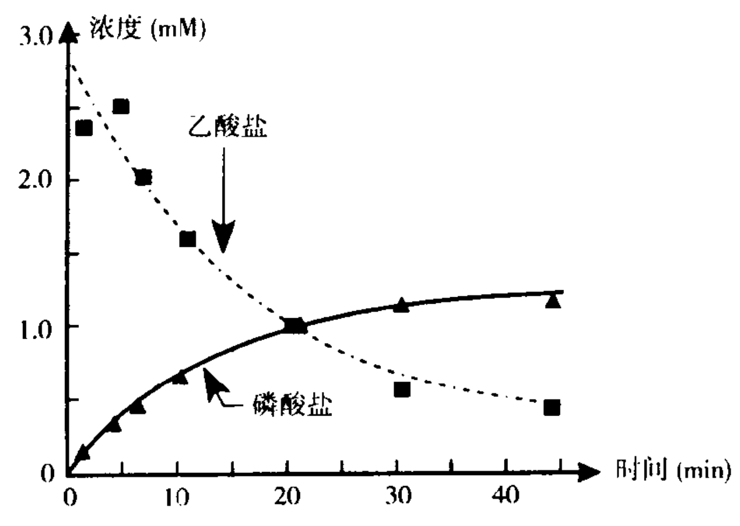


图 3.16 厌氧条件下磷酸盐的释放与乙酸的吸收[25]

3.6.2 生物除磷的产率系数

聚磷菌的最大产率系数与好氧异养菌相当，即 0.5～0.6 kg COD(B)/kg COD(S)。若以悬浮物（SS）的重量为计算基础，将会有所变化，完全取决于细菌内所含的聚磷酸盐量高低。细菌的聚磷酸盐最高含量约 50%，这相当于 15%～20%的含磷量和 1.0～1.2 kg SS/kg COD(S)的产率系数。

3.6.3 碱度

厌氧条件下磷释放过程中磷的累积对碱度有轻微的影响。式（3.35）表明每释放 1 mol 磷，碱度减小 0.28 eqv，或每吸收 1 mol 乙酸，碱度减少 0.14 eqv（当滴定至 pH 为 4.5 时，PO_4^{3-}吸收 2 个质子变成 $H_2PO_4^-$，因此碱度减小 0.28 eqv。$C_2H_4O_2$（乙酸）对碱度的改变为；+1 - 0.64 = +0.36 eqv/mol HAc 消耗（见例 3.13）。聚磷酸盐的积累只对碱度有轻微影响。

3.6.4 生物除磷动力学

1. 厌氧阶段

吸收乙酸的动力学可大致用莫诺德方程描述：

$$r_{V,HAc} = K_{HAc}\frac{S_{HAc}}{S_{HAc}+K_{S,HAc}}X_{B,PAO} \tag{3.36}$$

式中 k_{HAc}——乙酸吸收常数；

S_{HAc}——乙酸浓度；

$k_{S,HAc}$——乙酸去除的饱和浓度；

$X_{B,PAO}$——聚磷菌（PAO）浓度。

若所有贮存的聚磷酸盐均被释放，则该过程停止。

厌氧条件下，乙酸盐与磷酸盐之间的化学计量系数 $\nu_{HAc,PO4}$（2 mol HAc/mol P，基于式（3.35））可用于评价厌氧条件下磷酸盐释放的平行表达式。

$$r_{V,PO4} = \nu_{HAc,PO4}k_{HAc}\frac{S_{HAc}}{S_{HAc}+K_{S,HAc}}X_{B,PAO} \tag{3.37}$$

2. 好氧阶段

好氧条件下磷酸盐的吸收速率可大致用莫诺德式表示如下：

$$r_{V,PO4} = \frac{\mu_{max,P}}{Y_{max,P}} \frac{S_{PO4}}{S_{PO4} + K_{S,PO4}} X_{B,PAO} \tag{3.38}$$

式中 $\mu_{max,P}$——聚磷菌的最大比增长速率；
$Y_{max,P}$——最大产率系数；
S_{PO4}——磷酸盐磷浓度；
$K_{S,PO4}$——磷酸盐磷的饱和常数。

3. 缺氧阶段

磷在缺氧条件下的典型呼吸率为好氧条件下的 40%～60%。缺氧吸收速率为反硝化聚磷菌的缺氧吸收速率与不反硝化的聚磷菌磷释放速率的加和。

3.6.5 生物除磷的环境因素

总的来讲，聚磷菌对环境因素的响应与反硝化菌、好氧异养菌相似。为了能够积累聚磷，以下两项要求实际上非常重要。

- 厌氧/好氧条件的交替；
- 厌氧阶段不存在硝酸盐。

1. 厌氧/好氧条件

厌氧条件对于污水处理厂的选择机理非常重要。引入这一条件，我们就加强了聚磷菌的优势选择，结果是大部分生物量由这类菌组成。

2. 硝酸盐

厌氧阶段硝酸盐有两个负作用：

1）反硝化去除了某些本应贮存在聚磷菌细胞内的易降解有机物。结果是由于易降解有机物数量的减少，使磷的去除也减少了。存在乙酸的反硝化过程可依据例 3.10 的表达式，据此可知 4.96 mol HAc/3.94 mol NO_3^- = 1.26 mol HAc/ mol NO_3^-被消耗。由于反硝化消耗了有机物质，使除磷过程受到损害。

2）显然，硝酸盐影响聚磷菌的代谢，因此不再贮存聚磷酸盐。

3. 聚磷菌的反应速率系数

表 3.13 给出聚磷菌的反应速率系数。

20℃时聚磷菌的反应速率系数 **表 3.13**

	符号	单位	数量
最大比增长速率	$\mu_{max,PAO}$	d^{-1}	2～4
乙酸的最大产率系数	$Y_{max,PAO}$	kg COD(B)/kg COD(HAc)	0.5～0.6
乙酸的最大产率系数	$Y_{max,PAO}$	kg SS/kg COD(HAc)	0.6～0.8
乙酸的最大产率系数	$Y_{max,PAO}$	kg P/kg COD(HAc)	0.07～0.1
乙酸吸收的饱和常数	$K_{S,HAc}$	g HAc/m^3	2～6
磷酸盐吸收的饱和常数	$K_{S,PO4}$	g P/m^3	0.1～0.5
乙酸吸收常数	k_{HAc}	kg COD(Hac)/(kg COD(X)·d)	0.5～2
$\mu_{max,P}$和 K_{HAc}的温度常数	k	℃$^{-1}$	0.01～0.02

3.7 厌氧过程

在这里，厌氧过程定义为既不存在氧也不存在硝酸盐的过程。这些过程由大量不同种类的微生物完成，它们通常以某种共生的关系生存。其能源条件极其复杂，对许多细菌来说，条件之差几乎不可能生存，但在很多情况下却依然是很成功的。

许多细菌严格厌氧，根本无法忍受氧的存在，甲烷菌尤其如此。产酸菌和产甲烷菌通常分为两小类，见表 3.14。

如图 3.17 所示，厌氧降解过程大致可分为 3 步。两步为生物反应，而水解则是酶促反应。在图 3.18 和图 3.19 中，对生物反应作了更详细的说明。

参与厌氧过程的细菌划分　　表 3.14

反应步骤	细菌名称	基质	终产物
产酸	产酸菌	碳水化合物、氨基酸、脂类	丁酸、丙酸
产甲烷	产乙酸菌	乙酸	甲烷、二氧化碳
	甲烷菌	氢、二氧化碳	甲烷

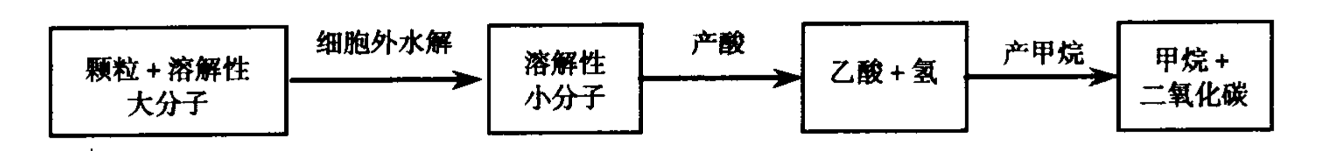


图 3.17　有机物 3 步厌氧降解的简示

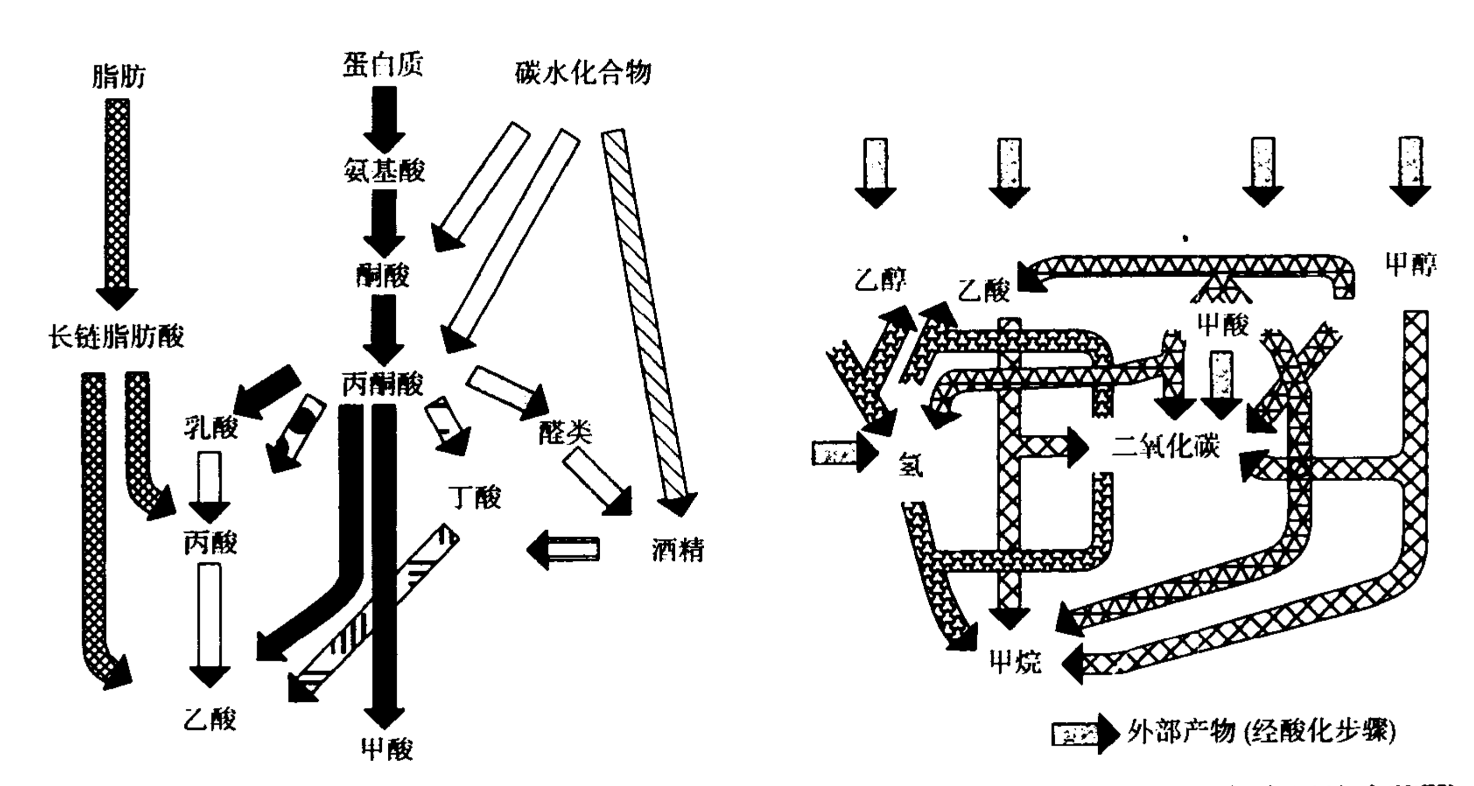


图 3.18　以简化方式表示的厌氧产酸步骤[27]

图 3.19　以简化方式表示的厌氧产甲烷步骤[27]

3.7.1 厌氧反应

与产甲烷相比，产酸是快速过程。作为一个复杂去除过程的例子，丙酸发酵与混合

酸发酵的综合结果见式（3.39），这些过程由较大的细菌群体完成，结果如下：

5 葡萄糖 → 2 乳酸 + 4 丙酸 + 3 乙酸 + 乙醇 + 4 二氧化碳 + 2 氢 + 水 （3.39）

或 $$5\,C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2\,CH_3CHOHCOOH + 4\,CH_3CH_2COOH + 3\,CH_3COOH + CH_3CH_2OH + 4CO_2 + 2\,H_2 + H_2O \quad (3.40)$$

以简化的方式，这种转化可写成：

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3\,CH_3COOH \quad (3.41)$$

甲烷通过以下两种方式产生：

$$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2 \quad (3.42)$$

$$4\,H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2\,H_2O \quad (3.43)$$

由葡萄糖到甲烷的转化可按简化的方式写成：

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3\,CH_4 + 3\,CO_2 \quad (3.44)$$

甲烷与二氧化碳之间的比例为 1∶1，对于其他有机物来说会此值有所不同。若碳的化合价高于葡萄糖，则会有相对更多的二氧化碳产生，若其化合价低于 0，则相反。

实际上，很大一部分二氧化碳溶于液相，因此气相中的甲烷含量会高于反应式中所给出的当量。

3.7.2 厌氧过程的产率系数

参与该过程的各类细菌的产率系数是不同的。通常产酸步骤的产率系数低，而产甲烷步骤的产率则更低。

对产酸步骤而言，最大的产率系数为 $Y_{max,S}$ = 0.2～0.3 kg COD(B)/kg COD(S)，相当于 0.15～0.20 kg VSS/kg COD(S)。

利用实测产率系数，例如 0.2 kg COD(B)/kg COD(S)和生物量组成（可近似为 $C_5H_7NO_2$），可写出将葡萄糖转化为乙酸的反应式。

该产率系数可按例3.2中同样的方式，转化为 mol生物量/mol葡萄糖 的单位，则Y_{obs}= 0.24 mol生物量/mol葡萄糖。因此反应式为：

$$C_6H_{12}O_6 + 0.24\,NH_4^+ \rightarrow 0.24\,C_5H_7NO_2 + 2.40\,CH_3COO^- + 0.72\,H_2O + 2.64\,H^+ \quad (3.45)$$

产甲烷步骤的最大产率系数为 $Y_{max,M}$ = 0.04～0.05 kg COD(B)/kg COD(S)，相当于 0.03～0.04 kg VSS/kg COD(S)。

利用实测产率系数，例如：0.03 kg COD(B)/kg COD(S)，可写出反应式（因为 0.03 kg COD(B)/kg COD(S)可转化为 0.012 mol 生物量/mol 乙酸，参见例 3.2 的原理）。

$$CH_3COOH + 0.012NH_4^+ + 0.012\,OH^- \rightarrow 0.012\,C_5H_7NO_2 + 0.97\,CH_4 + 0.97\,CO_2 + 0.048\,H_2O \quad (3.46)$$

厌氧过程的最大总产率系数为 0.25～0.35 kg COD(B)/kg COD(S)，注意以 COD 为单位计算，两个步骤的产率系数可以直接叠加。

实际上，厌氧过程的实测总产率系数很低，这是因为厌氧工艺的负荷较低，通常是 0.05～0.10 kg COD(B)/kg COD(S)。

3.7.3 厌氧过程中的营养物

厌氧菌的 N、P、S 含量见表 3.15，与好氧菌最大的区别在于硫的含量较高。

若已知产率系数，可计算出不同营养物的需要量。

厌氧菌的营养物典型含量 表3.15

	含量（按 g/kg VSS 计）	含量（按 g/kg COD(B)计）
氮 N	80～120	55～85
磷 P	10～25	7～18
硫 S	10～25	7～18
铁 Fe	5～15	4～11

【例3.12】 以厌氧工艺处理污水，实测产率系数为 0.23 kg COD(B)/kg COD(S)，N、P、S 的含量分别为 COD 的 7%、1.4%和 1.4%。计算所需的 COD(S)/N、COD(S)/P、COD(S)/S 比值。

1 kg COD 转化为 0.23 kg COD(B)，N、P、S 含量为：

$$N = 0.07 \times 0.23 = 0.016 \text{ kg N}$$

$$P = 0.014 \times 0.23 = 0.003 \text{ kg P}$$

$$S = 0.014 \times 0.23 = 0.003 \text{ kg S}$$

因此比率为:

$$COD(S)/N = 1.0/0.016 = 63/1$$

$$COD(S)/P = 1.0/0.003 = 333/1$$

$$COD(S)/S = 1.0/0.003 = 333/1$$

如果实际处理工程中，这3个比值都较低，则不存在营养盐限制问题。

3.7.4 厌氧过程中的碱度

厌氧过程对碱度有一定的影响。产酸过程会降低碱度，而产甲烷过程则增加碱度。总体效果是碱度略有减小。在例3.13中单独计算了产酸过程的碱度变化。

【例3.13】 计算葡萄糖转化为乙酸过程的碱度变化，见式（3.45）。每转化 1 mol 葡萄糖，产生 2.64 mol H^+，相当于碱度减少 2.64 eqv。所产生的乙酸盐增加了碱度，因为对 HAc 而言 pKa 值为 4.75，这意味着一半的乙酸盐 Ac^- 通过滴定到 pH=4.5（碱度测定）被转化为乙酸 HAc。由文献[8]我们可得出：

$$pH = pKa + \log [Ac^-/HAc]$$

代入 pKa = 4.75，pH = 4.50，可得：

$$\log([Ac^-]/[HAc]) = -0.25 \text{ 或 } [Ac^-]/[HAc] = 0.56 \text{ 或 } [Ac^-] = 0.56\,[HAc]$$

假定 $[HA_C] + [A_C^-] = 1$，得出：

$$[HAc+0.56[HAc] = 1 \rightarrow [HAc] = 0.64 \text{ 及 } [Ac^-] = 0.36$$

即 pH=4.5 时，$[Ac^-] = 0.36\,([Ac^-]+[HAc])$ 及 $[HAc] = 0.64\,([Ac^-]+[HAc])$

因此，Ac^- 对碱度的贡献是 $0.64 \times 2.40 = 1.5$ eqv/mol 葡萄糖。碱度的总变化 ΔTAL 为：

$$\Delta TAL = 1.5 - 2.64 = -1.14 \text{ eqv/mol 葡萄糖。}$$

3.7.5 厌氧过程的动力学

1. 厌氧水解过程

可使用与好氧过程、缺氧过程同样的表达式来描述该过程，以简化式表示：

$$r_{V,XS}=k_h X_S \tag{3.3a}$$

$$r_{V,SS}=k_h S_S \tag{3.3b}$$

或按饱和式表示:

$$r_{V,XS}=k_{hX}\frac{X_S/X_{B,S}}{K_X+(X_S/X_{B,S})}X_{B,S} \tag{3.4}$$

厌氧条件下的水解常数低于好氧条件下。

【例3.14】 设厌氧过程的水解速率 $r_{V,XS}$ 为 0.38 kg COD(X)/(m^3·d)，已知：

X_S = 0.5 kg COD/m^3；$X_{B,S}$ =1 kg COD/m^3；k_{hX}= 0.4 kg COD(X) /(kg COD(B)·d)

求水解饱和常数 K_X。

根据式（3.4），可求出：

$$0.38\ \text{kg COD(X)/(m}^3\cdot\text{d)} = 0.4\ \text{d}^{-1}\times\frac{0.5/1.0}{K_X+0.5/1.0}\times 1.0\ \text{kg COD/m}^3$$

$$0.38=\frac{0.2}{K_X+0.5}$$

K_X = 0.026 kg COD(X)/kg COD(B)

2. 厌氧产酸过程

产酸过程可用莫诺德动力学描述:

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max,S}}{Y_{max,S}}\frac{S}{S+K_{S,S}}X_{B,S} \tag{3.47}$$

式中 S——溶解性小分子有机物组成的基质；

$X_{B,S}$——产酸菌的生物量；

$K_{S,S}$——饱和常数。

3. 产甲烷过程

产甲烷亦可用莫诺德动力学描述:

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max,M}}{Y_{max,M}}\frac{S}{S+K_{S,M}}X_{B,M} \tag{3.48}$$

式中 S——乙酸浓度；

$X_{B,M}$——产甲烷菌的浓度。

乙酸的抑制作用可通过如下动力学描述[29]:

$$r_{V,S}=\frac{\mu_{max,M}}{Y_{max,M}}\left[1+\frac{K_{S,S}}{S}+\frac{S}{K_I}\right]^{-1}X_{B,S} \tag{3.49}$$

式中 K_I——抑制常数。

3.7.6 产气过程

厌氧过程中产生的气体有甲烷、二氧化碳和氢，也可能包含游离氮和硫化氢。

若已知厌氧过程中的基质及实测产率系数，可建立方程式说明产气量究竟有多大。

例如：假定总的实测产率系数为 0.08 mol 生物量/mol 葡萄糖，可得出以下表达式：

$$C_6H_{12}O_6 + 0.08\ NH_4^+ \rightarrow$$
$$0.08\ C_5H_7NO_2 + 2.8\ CH_4 + 2.8\ CO_2 + 0.24\ H_2O + 0.08\ H^+ \tag{3.50}$$

产气量为 2.8 mol CH_4 和 2.8 mol CO_2。气体的构成取决于溶于液相中的二氧化碳量。

在厌氧过程中，大部分能量可以在产甲烷过程中得到回收（若以基质 COD 度量，为 90%～95%）。

【例 3.15】 按式（3.50）计算产甲烷过程中可以回收的基质（COD、COD(S)）百分数。

根据该式可求出 1 mol 葡萄糖的 COD：

$$C_6H_{12}O_6 + 6\,O_2 \rightarrow 6\,CO_2 + 6\,H_2O$$

1 mol $C_6H_{12}O_6$～$6 \times 32\ g = 192\ g\ O_2 = 192\ g\ COD(S)$

根据该式可求出甲烷 COD：

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2\,H_2O$$

1 mol CH_4～$2 \times 32 = 64\ g\ O_2 = 64\ g\ COD(M)$

由式（3.50）可知，去除 1 mol 葡萄糖产 2.8 mol CH_4，相当于甲烷所回收的 COD 为：

$$\frac{2.8\,\text{mol}\,CH_4 \times 64\,\text{g}\,COD(M)/\text{mol}\,CH_4}{1\,\text{mol葡萄糖} \times 192\,\text{g}\,COD(S)/\text{mol葡萄糖}} \times 100\% = 93\%$$

3.7.7 厌氧过程的环境影响因素

1. 温度

温度对厌氧过程的影响与好氧过程相同，因此可使用式（3.16）。由于厌氧过程的总反应速率很慢，往往需要一个很长的水力停留时间及污泥停留时间。因此，在大多数情况下，如果让过程在高温状态下进行的话，就可以节省池容，具有经济优势。

图 3.20 说明了温度对厌氧过程的影响。

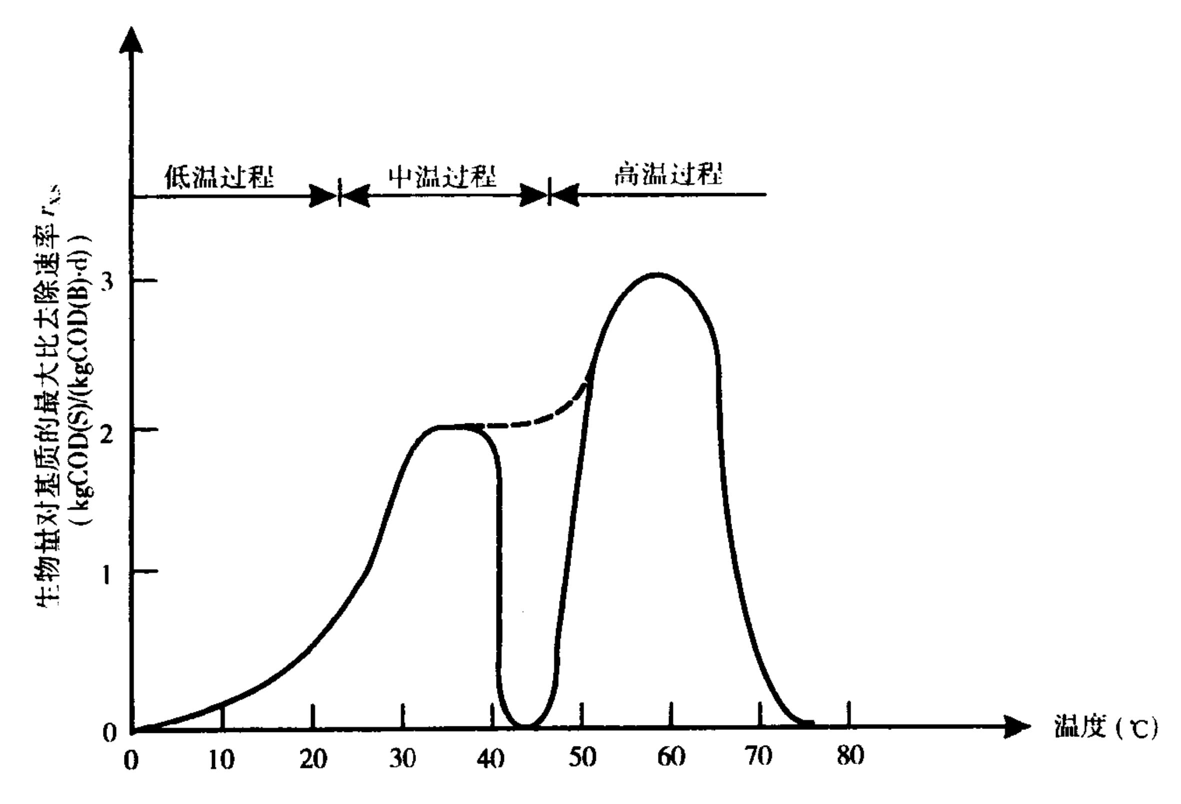


图 3.20 温度对厌氧去除率的影响（该工艺在 45～50℃之间可能会不稳定或中断）

2. pH

在 pH6～8 范围内，厌氧全过程以最大速率进行。pH 值低于 6 时，甲烷菌的活动能力迅速下降，在 pH5.5 时，其活动基本停止。如 3.7.4 部分所述，厌氧全过程对碱度的影响程度很小。

3. 抑制作用

与好氧菌相似，厌氧菌也受毒物的影响，但它们并不特别敏感。如果以慢速生长的甲烷菌为基础设计这一工艺，通常可首先观测到对这些菌的抑制作用。表 3.16 给出影响该过程的一些毒物浓度。与其他生物工艺一样，厌氧过程能够抵抗毒物的影响，见表 3.16。

厌氧过程中的毒物 **表 3.16**

参　数	单次投加的抑制作用	连续投加的抑制作用
pH	<6	<5
pH	>8	>8.5
铵盐，NH_4^+	>100 g/m^3	>200 g/m^3
硫化氢，H_2S	>250 g/m^3	>1 000 g/m^3
氰化物，CN^-	>5 g/m^3	>100 g/m^3
三氯甲烷	>1 g/m^3	>50 g/m^3
甲醛	>100 g/m^3	>400 g/m^3
镍	>200 g/m^3	>50 g/m^3

4. 厌氧过程的反应速率常数

表 3.17 给出了厌氧反应的速率常数。

35℃时厌氧反应速率常数 **表 3.17**

	符号	单位	数量
产酸菌最大比增长速率	$\mu_{max,S}$	d^{-1}	1～3
甲烷菌最大比增长速率	$\mu_{max,M}$	d^{-1}	0.3～0.5
产酸菌最大产率系数	$Y_{max,S}$	kg COD(B)/ kg COD(S)	0.2～0.3
		kg VSS/ kg COD(S)	0.15～0.20
甲烷菌最大产率系数	$Y_{max,M}$	kg COD(B)/ kg COD(S)	0.04～0.05
		kg VSS/ kg COD(S)	0.03～0.04
悬浮固体水解常数	k_h	d^{-1}	0.3～0.7
溶解固体水解常数	k_h	d^{-1}	2～20
	k_{hX}	kg COD(X)/(kg COD(B)·d)	0.3～0.7
水解饱和常数	K_X	kg COD(X)/kg COD(B)	0.02～0.05
酸化饱和常数	$K_{S,S}$	kg COD(S)/m^3	0.03～0.15
产甲烷饱和常数	$K_{S,M}$	kg COD(S)/m^3	0.03～0.10
产酸、产甲烷过程的抑制常数	K_I	kg COD(S)/m^3	0.2～0.8

参考文献

[1] Fenger, B. (1970) Aktiverede slamanlaesg og biologiske filtre (Activated Sludge Plants and Biofilters). Stads- og Havneingeniqren, 61, 47~54.

[2] McKinney, R.E. (1962) Microbiology for Sanitary Engineers. McGraw-Hill Book Company, Inc.. New York, N.Y

[3] van Gils, H.W (1964) Bacteriology of Activated Sludge. Research Institute for Public Health Engineering, TNO, Haag. (Report no. 32).

[4] Liebmaim, H. (1962) Handbuch der Frischwasser und Abwasserbiologie (Manual of Freshwater and Wastewater Biology). R. Oldenburg, Milnchen.

[5] Wanner, J. og P Grau (1989) Identification of Filamentous Microorganisms from Activated Sludge A Compromise Between Wishes, Needs and Possibilities. Wat. Res., 23, 883-891.

[6] Arvin, E. (1984) Biological Phosphorus Removal-Systems, Design and Operation. Vatten, 40, 411~415.

[7] Popel, F (red.) (1975/88). Lehrbuch fur Abwassertechnik und Gewasserschutz (Textbook for Wastewater Engineering and Protection of the Aquatic Environment). Deutscher Fachschriften-Verlag, Wiesbaden.

[8] Harremoes, P. et al. (1989) Teoretisk vandhygiejne (Water Chemistry). Third edition. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[9] Henze, M. Grady, C.PL., Gujer, W., Marais, G. v. R., and T. Matsuo (1987): Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1).

[10] Busse, H.J. (1975): Instrumentelle Bestimmung der organischen Stoffe in Wassern (Instrumental Determination of Organic Matter in Waters). Z.f. Wasser- und Abwasser-Forschung, 8, 164~1 76.

[11] Henze, M. and C. Mladenovski (1991): Hydrolysis of Particulate Substrate by Activated Sludge under Aerobic, Anoxic and Anaerobic Conditions. Water Research, 25, 61~64.

[12] Sharma, B. and R.C. Ahlert (1977). Nitrification and Nitrogen Removal. Water Research, 11, 897~925.

[13] DS (1977). Vandundersqgelse. 5-dqgns biokemisk oxygenforbrug (BOD) (Water Analysis: Determination of Biological Oxygen Demand (BOD). Danish Standards Association, Copenhagen. (DS/R 254).

[14] Painter, H.A. (1977): Microbial Transformations of Inorganic Nitrogen. Prog.Wat.Technol., 8, (4/5), 3～29.

[15] EPA (1975): Process Design Manual for Nitrogen Control. U.S. Environmental Protection Agency,. Washington D.C.

[16] Knowles, G., A.L. Downing, and M.J. Barrett (1965) Determination of Kinetic Constants for Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of an Electronic Computer J. gen.Microbiol., 38, 263~278.

[17] Gujer, W (1977): Design of a Nitrifying Activated Sludge Process with the Aid of Dynamic Simulation. Prog. Wat. Tech., 9, (2), 323~336.

[18] Buswell, A.M. et al. (1954) Laboratory Studies on the Kinetics of the Growth of Nitrosomonas with Relation to the Nitrification Phase of the B.O.D. Test. Appl. Microb., 2, 21~25.

[19] Henze Christensen, M. and P Harremoes(1978). Nitrification and Denitrification in Wastewater Treatment. Kap. 15 i Mitchell, R. (red.) Water Pollution Microbiology, Bd. 2, s. 391-414. Johil Wiley h Sons, New York, N.Y

[20] Anthonisen, A.C. et al. (1976) Inhibition of Nitrification by Ammonia and Nitrous Acid. J. WPCF. 48, 835-852.

[21] Sutton, PM. and B.E. Jank (1976) Design Considerations for Biological Carbon Removal-Nitrification Systems. Conf. Proc. Research program for the systems. Conf. Proc. Research program for the abatement of municipal pollution under provisions of the Canada-Ontario agreement on Great Lakes water quality, 1975. s. 206-249. (Publ. No. 3).

[22] Tomlinson, TG., Boon, A.G. and G.N.A. Trotinan (1966) Inhibition of Nitrification in the Activated Sludge Process of Sewage Disposal. J.appl.Bact., 29, 266-29 1 .

[23] Stensel, H.D., Loehr, R.C. and A.W Lawrence (1973) Biological Kinetics of Suspended-Growth Denitrification. J.WPCF. 45, 249-261.

[24] Henze Christensen, M. and P Harremo6s (1977): Biological Denitrification of Sewage. A literature review. Prog. Water Techn., 8, (4/5), 509-555.

[25] Tracy, K.D. and A. Flamrnino (1987). Biochemistry and Energetics of Biological Phosphorus Removal. I Ramadori,R. (red.): Biological Phosphate Removal from Wastewaters. Proceedings of an IAWPRC specialized conference held in Rome, Italy, 28-30 September 1987, s.15-26. Pergamon Press, Oxford. (Advances in Water pollution Control).

[26] Mino, T et al. (1987) Effect of Phosphorus Accumulation on Acetate Metabolism in the Biological Phosphorus Removal Process. I. Ramadori, R. (red.). Biological Phosphate Removal from Wastewaters. Proceedings of an IAWPRC specialized conference held in Rome, Italy, 28~30 September 1987, s. 27-38. Pergamon Press, Oxford. (Advances in Water pollution Control)

[27] Henze, M. and P Harremo6s (1983): Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - A Literature Review Wat.Sci.Tech, 15, (8/9), 1-101 .

[28] Arvin, E. (1985). Biological Removal of Phosphorus From Wastewatet CRC Critical Reviews in Environmental Control, 15, (1), 25-65.

[29] Andrews, J.E (1969). Dynamic Model of the Anaerobic Digestion Process. J.San.Engng.Div., Proc. ASCE, 95, 95-116.

[30] Pichinoty, F et al. (197D: Etude de 14 bacteries denitrifiantes appartenant du groupe Pseudomonas sttitzeri isolees du sol par culture d'enrichissement en presence d'oxyde nitreux. (Sttidy of 14 denitrifying bacteria from the Pseudomonas sttitzeri group isolated from soil and enriched in the presence of nitrous oxide). Ann. Microbiol. (lnst. Pasteur), 128A, 75-87.

[31] Loveless, J.E. and H.A. Painter (1968) The hifluence of Metal lon Concentrations and PH Value on the Growth of a Nitrosomonas Strain lsolated from Activated Sludge. J. gen.Microbiol., 52, 1-14.

[32] Hiraishi, A., K. Masamune and H. Kitamura (1989): Characterization of the Bacterial Population Structure in an Anaerobic-Aerobic Activited Sludge System on the Basis of Respiratory Quinone Profiles. Appl. Env Microb., 55, 897-90 1 .

[33] Henze, M. (1992). Characterization ofWastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. Wat.Sci.Tech., 25, No. 6

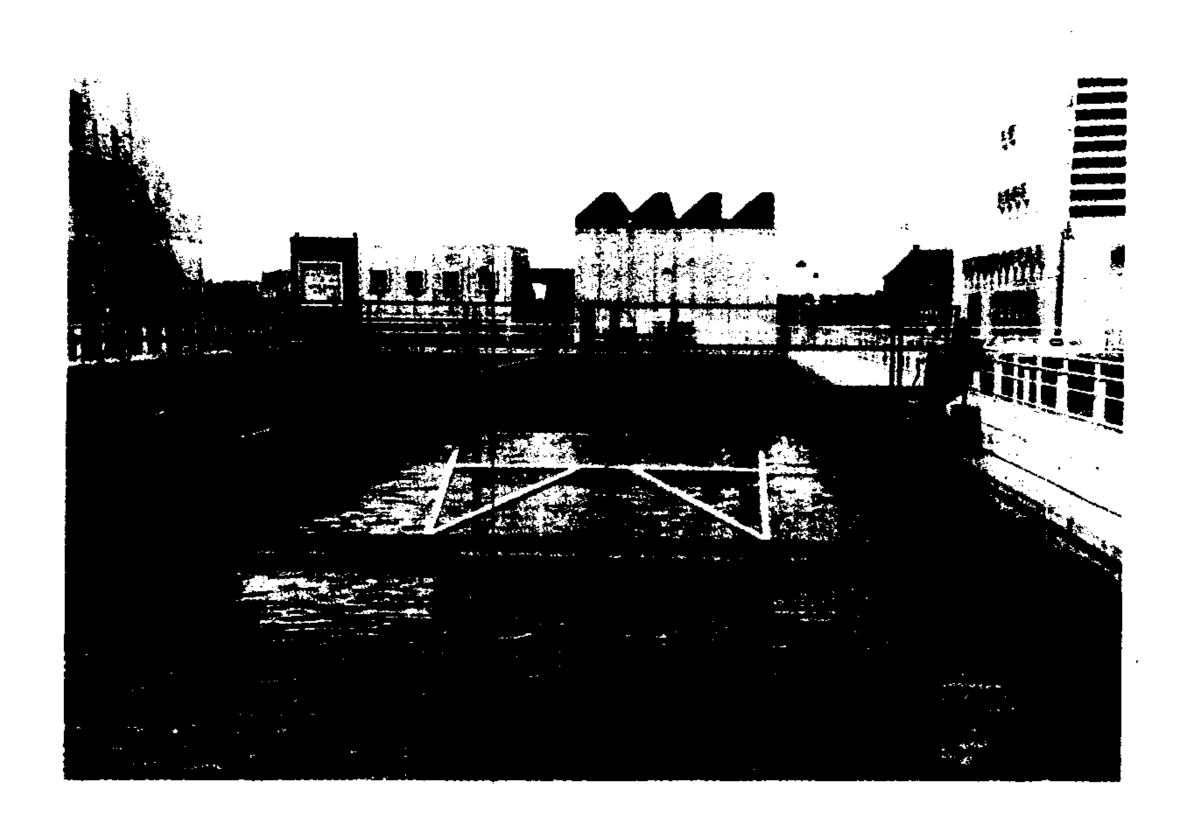
[34] Ekama, G.A., Dold, PL. and G. v R. Marais (1986): Procedures for Determining COD and the Maximum Specific Gowth Rate of Heterotrophs in Activated Sludge Systems. Wat.Sci.Tech., 18, No. 6, 91-114

[35] Kappeler, J. and W Gujer (1992) Estimation of Kinetic Parameters of Heterotrophic Biomass under Aerobic Conditions and Characterization of Wastewater for Activated Sludge Modelling. Wat.Sci.Tech., 25, No. 6, 125-139.

[36] Grady, C.PL. and H.C. Lim (1980). Biological Wastewater Treatment. Theory and Applications. Marcel Dekker, Inc. New York, N.Y

[37] Biological Hazards at Wastewater Trea[ment Facilities (1991) Water Pollution Control Federation, Alexandria, Virginia, USA.

[38] KerrnJespersen, J.P and M. Henze (1993) Biological Phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. Wat, Res., 27, 617-624.



丹麦哥本哈根 Lynellln 污水处理厂的初沉池

初沉池可去除30%二级生化负荷，同时降低能耗，污泥量增加

第4章 活性污泥法处理系统

Mogens Henze

建造活性污泥法污水处理厂的目的是去除污水中的有机物，从而避免出现 Joseph Heller 在《有朝一日》一文中所描述的情景：“人们在湖泊、河流中将再也找不到鱼儿，而只能在罐头中才能看到。城市消亡，石油四溢，金钱万能”。

活性污泥法的原理是通过搅拌或曝气使大量的活性污泥在水中运动。除有生命的生物群体之外，悬浮固体还包含有机物和无机物，有些有机物经水解作用被降解了，而有些则是不可降解的（惰性物质）。

在污水处理厂中，通过悬浮固体的循环以及排除剩余污泥来控制悬浮固体的数量。经过活性污泥工艺的有机物只有3个去向：二氧化碳、剩余污泥和出水。

4.1 活性污泥系统的物料平衡

根据第3章导出的反应式建立起物料平衡，现在每一项都有正负号。如果某物质被去除了，则符号为负。

4.1.1 无回流的“活性污泥”系统

没有污泥回流的最简单的活性污泥系统示于图4.1中。这类处理系统实际上并不采用，但其他类型系统的作用与其很相似（如曝气塘）。在此引用这一类处理系统，旨在对活性污泥工艺的原理进行简要介绍。

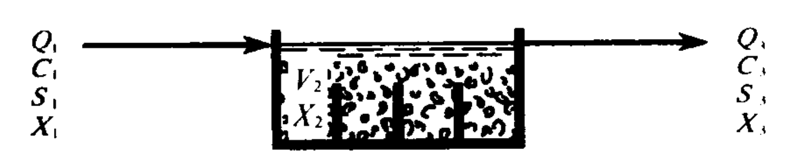


图4.1 无回流的活性污泥池示意图

对此处理系统，可以建立起几种不同的物料平衡。

水量平衡如下：

$$Q_1 = Q_3 \tag{4.1}$$

总的物料平衡如下：

$$Q_1C_1 - r_{VS}V_2 = Q_3C_3 \tag{4.2}$$

转化项 $r_{VS}V_2$ 也可以用另一种形式即分别按池容 V_2 与活性污泥浓度 $X_{B,2}$ 表达，即 $r_{VS}V_2X_{B,2}$。

采用物料平衡有3个目的（见表4.1），即用于设计、性能分析和动力学研究。

从式（4.2）来看，对单个符号并没有作出定义。C 是各种固体的浓度（COD、BOD、N 和 TOC 等），$r_{X,S}$ 是反应速率，其单位必须与 V_2（容积）及 X_2（活性污泥浓度）同时定义。

以活性污泥浓度 X_2 为例，可以采用 kg SS/m³、kg VSS/m³、kg COD(B)/m³ 等几种单位表示，每个单位所代表的含义应根据具体情况而定。例如 VSS 可能是污泥中 VSS 的总含量，也可能是硝化细菌（以 VSS 计）、反硝化细菌含量等等。但假如 X_2 用活性生物量（活性细菌）表示时，则与其相应的反应速率 $r_{X,S}$ 在分母中一定要用相同的单位。

活性污泥系统内的物料平衡计算（符号见图 4.1） **表 4.1**

目的	未知	已知
设计	容积，V_2	$Q_1, C_1, X_2, C_3, Q_3, r_{X,S}$
性能预测与分析	出水浓度，C_3	$Q_1, C_1, V_2, X_2, Q_3, r_{X,S}$
动力学研究	反应速率，$r_{X,S}$	$Q_1, C_1, V_2, X_2, Q_3, C_3$

表达物料平衡的式（4.2）是以最简单的方式建立的，所有的物质转化都集中于一项，即 $r_{V,S}V_2$ 之内。其他各项都是传输项，用来表达固体的输入和输出量。

实际上，各种工艺对上述所考虑过的物质常会产生影响，使物料平衡更加复杂。

表 4.2 是一个简化的无硝化处理的活性污泥法工艺矩阵表，假定 3 种过程涉及物质转化（生物生长、生物衰减、生物水解）。反应速率在最右列，各个系数为化学计量系数，通过此表可建立起物料平衡方程，例如对于易降解有机物 S_S 在完全混合池中的物料平衡，传输项是显而易见的，而两个反应项则可以通过表 4.2 S_S 列中的化学计量系数与右列的反应速率相乘而得出。

无硝化活性污泥法工艺矩阵 **表 4.2**

成分	S_S	X_S	X_I	$X_{B,H}$	S_{O2}	反应速率，$r_{V,...}$
工艺过程						
异养菌好氧生长	$-\frac{1}{Y_{max,H}}$			1	$\frac{1-Y_{max,H}}{Y_{max,H}}$	$\mu_{max,H}\left(\frac{S_S}{S_S+K_S}\right)\left(\frac{S_{O2}}{K_{S,O2,H}+S_{O2}}\right)X_{B,H}$
异养菌衰减		$1-f_{XB,XI}$	$f_{XB,XI}$	-1		$b_H X_{B,H}$
水解	1	-1				$K_h X_s$
单位	kg COD/m³					
	快速降解有机物	慢速降解有机物	惰性悬浮性有机物	异养生物量	氧	

输入　　水解　　生长

$$Q_1S_{S,1}+1\times k_h X_{S,2}V_2+\left(-\frac{1}{Y_{max,H}}\right)\mu_{max,H}\frac{S_{S,2}}{S_{S,2}+K_S}\frac{S_{O2,2}}{K_{S,O2,H}+S_{O2,2}}X_{B,H,2}V_2=Q_3S_3 \tag{4.3}$$

表 4.2 还示出好氧生长对 3 种成分 S_S、$X_{B,H,2}$、S_{O2} 的影响。使用物料平衡矩阵要用统一单位（此处用 COD）。因此，当氧表示为负的 COD，好象鼓入一定量氧气，而并没有氧的需求，但这一定量的氧却能去除等量的 COD！

对无回流的活性污泥系统，如果已知实测的产率系数 Y_{obs}，即可求出活性污泥浓度 $X_{B,2}$。

应用如下：

$$X_{B,2} = Y_{obs}\,(C_1 - C_3) \qquad (4.4)$$

式中产率系数 Y_{obs} 是以离开该处理系统的污泥量为基础估算的即时值。根据这一定义进水中无论有还是没有污泥（悬浮固体）都是无关紧要的。

【例 4.1】 求一个无回流活性污泥处理系统中的污泥浓度 $X_{B,2}$，进水、出水的浓度分别为 500 g COD(S)/m³ 和 80 g COD(S)/m³。

实测的产率系数分别为 0.35 kg COD(B)/kg COD(S)，或 0.25 kg VSS/kg COD(S)

从式（4.4），得出：

$$X_{B,2} = Y_{obs}(C_1 - C_3) = (0.35\text{ kg COD(B)/kg COD(S)}) \times (0.5\text{ kg COD(S)/m}^3 - 0.08\text{ kg COD(S)/m}^3) = 0.147\text{ kg COD(B)/m}^3$$

如果产率系数以 VSS 表示，那么 $X_{B,2}$ 同样可以用 kg VSS/m³ 进行计算。即 Y_{obs} = 0.25 kg VSS/kg COD。因此，$X_{B,2}$ = 0.105 kg VSS/m³。

【例 4.2】 按照图 4.1 设计一套活性污泥处理系统（求出所需的容积），已知下列数据：

进水：　Q_1 = 1 000 m³/d；　　C_1 = 500 g COD(S)/m³

出水：　Q_3 = 1 000 m³/d；　　C_3= 60 g COD(S)m³　（管理部门要求）

并已知：

$r_{X,S}$ = 3 kg COD(S)/(kg COD(B)　；　　Y_{obs} = 0.3 kg COD(B)/kg COD(S)

由式（4.2）可求出曝气池容积 V_2：

$$V_2 = (Q_1C_1 - Q_3C_3)/(r_{X,S}X_{B,2})$$

唯一的未知量是 $X_{B,2}$，但按例 4.1 用同样方法即可求出：

$$X_{B,2} = Y_{obs}(C_1 - C_3) = 0.3 \times (0.5 - 0.06) = 0.132\text{ kg COD(B)/m}^3$$

将已知值代入公式：

$$V_2 = (1\,000 \times 500 - 1\,000 \times 60) / (3 \times 0.132) = 1\,111\,111\text{ m}^3$$

最好连单位一起代入，而不是仅代入数值，这样不仅可以检查是否替换了相应的值，还可以检查表达式对于设计内容而言是否正确。

将各个值代入公式后：

$$V_2 = (1\,000\text{ m}^3/\text{d} \times 500\text{ g COD(S)/m}^3 - 1\,000\text{ m}^3/\text{d} \times 60\text{ g COD(S)/m}^3) / (3\text{ kg COD(S)/(kg COD(B) d)} \times 0.132\text{ kg COD(B)/m}^3) = 1\,111\,111\ (\text{m}^3\cdot\text{g COD(S)})/\text{kg COD(S)}$$

但是这里好像有什么地方不对，我们可以将 C_1 和 C_3 的单位换成 kg COD(S)/m³ 也可以把结果乘以转换因子 1 000 g COD(S)/kg COD(S)，上式就对了。

$$V_2 = 1\,111\,111\ (\text{m}^3\cdot\text{g COD(S)})/(1\,000\text{ g COD(S)/kg COD(S)})\text{ kg COD(S)} = 1\,111\text{ m}^3$$

这就是正确的答案。

4.1.2 带回流的活性污泥系统

带回流的活性污泥厂的设计如图 4.2 所示。回流的目的是增加曝气池的污泥浓度。由于泥龄与水力停留时间是分开的，回流的结果是泥龄的增长。用此方法有可能积累既包含快速生长又包含慢速生长的生物群落。这对于污泥的沉淀和絮凝作用都是很重要的。图 4.3 所示为活性污泥絮凝体的结构。

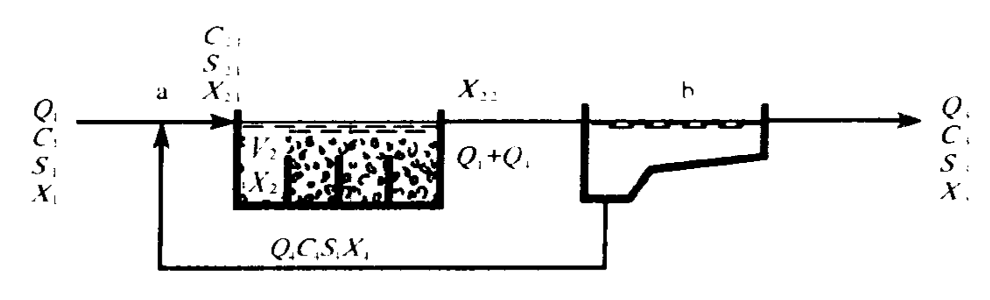


图 4.2 带回流的活性污泥系统

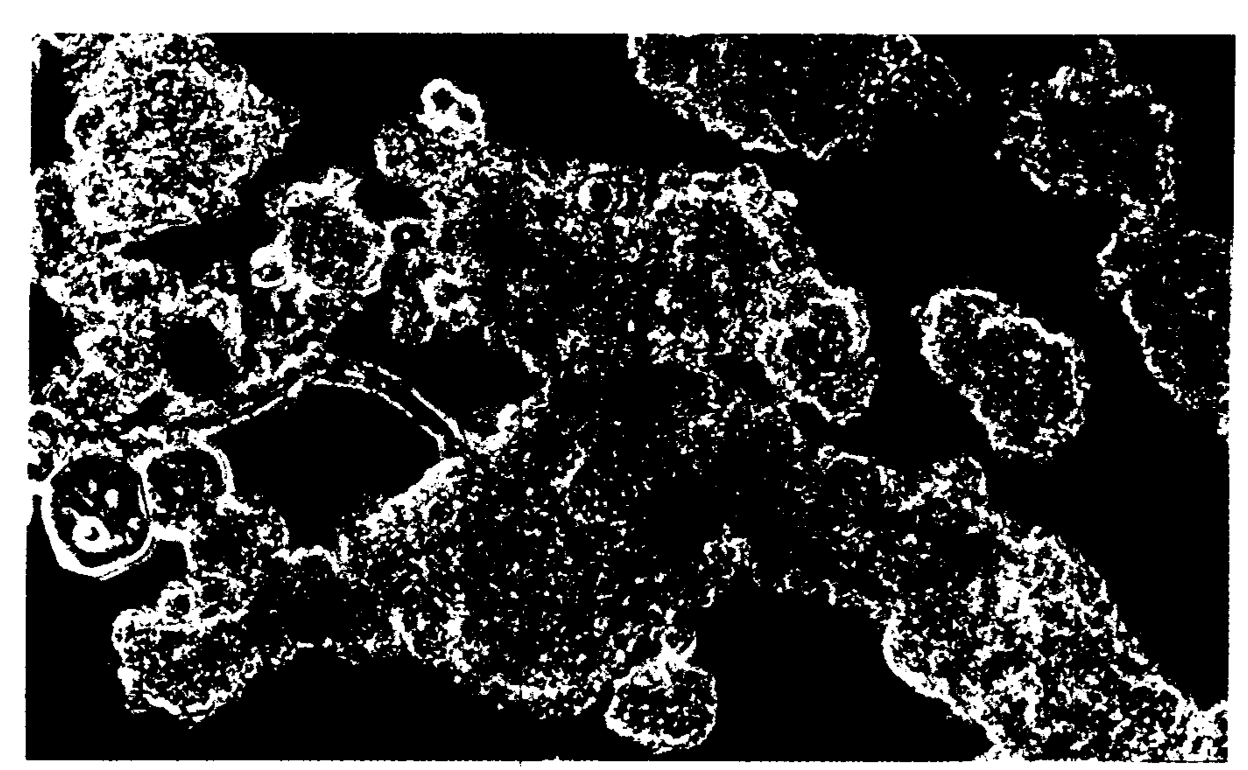


图 4.3 显示放大了 200 倍的活性污泥絮体，絮体包括微生物、有机微粒、无机微粒，它们被细菌产生的聚合物胶接在一起，絮体与原生动物有规则地聚集在一起，说明生物活性很好。当生物的生长受抑制或处理不妥，原生动物将在絮体解聚的同时死亡，丝状菌（此片中看不到）降低了絮体沉降和浓缩的能力

污泥在回流到曝气池之前通常都要在沉淀池中进行浓缩，有时还要对污泥进行浮选和离心分离。

从工艺上看，图 4.1 和图 4.2 所示的两种污水处理系统没什么差别，由于回流式污水处理系统的污泥浓度 $X_{B,2}$ 较高而去除率也较大一些，这就意味着容积 V_2 可以减小。

在图 4.2 所示的更为复杂的装置中有可能建立起更复杂的物料平衡，如果以整个处理系统为对象建立物料平衡，那就与式（4.1）、式（4.2）的物料平衡很类似了。

物料平衡也可以在图 4.2 的 a、b 两点建立。

对于污泥在 a 点建立物料平衡，可用于计算（进入曝气池）进水的污泥浓度 $X_{2,1}$.

$$Q_1X_{B,1}+Q_4X_{B,4}=(Q_1+Q_4)X_{B,2.1} \tag{4.5}$$

如果已知从沉淀池出水和底流污泥浓度（$X_{B,3}$ 和 $X_{B,4}$），以及曝气池出水的污泥浓度 $X_{B,2.2}$，那么就能够用 b 点的物料平衡来计算回流污泥的流量 Q_4。

$$(Q_1+Q_4)X_{B,2.2}=Q_3X_{B,3}+Q_4X_{B,4}$$

$$Q_4=(Q_1X_{B2.2}-Q_3X_{B,3})/(X_{B,4}-X_{B,2.2})$$

当污泥流过曝气池时，其浓度增加。围绕曝气池本身的污泥物料平衡可用于计算出水的污泥浓度 $X_{B,2.2}$（参见图 4.2）。

$$(Q_1+Q_4)X_{B,2.1}+(Q_1+Q_4)(C_{2.1}-C_{2.2})Y_{obs}=(Q_1+Q_4)X_{B,2.2}$$

或

$$X_{B,2.2}=X_{B,2.1}+(C_{2.1}-C_{2.2})Y_{obs} \tag{4.6}$$

例 4.3 说明了如何计算曝气池出水的污泥浓度。曝气池内污泥浓度依池内水力情况而定，若池内的混合情况比较理想，则：

$$X_{B,2}=X_{B,2.2}$$

如果曝气池是推流系统，那么污泥的浓度从进水的 $X_{B,2.1}$ 到出水的 $X_{B,2.2}$ 贯穿整池变化。对于有回流的活性污泥装置，通常存在 $X_{2.1}$～$X_{2.2}$ 的关系，而无回流的活性污泥系统则不存在这一关系。

【例 4.3】 计算某一活性污泥系统曝气池出水的活性污泥浓度 $X_{B,2.2}$，下列各项是已知的（符号见图 4.2）：

$X_{B,2.1}=4.5$ kg SS/m^3　　　$C_1=0.4$ kg BOD/m^3

$C_3=0.015$ kg BOD/m^3(15 mg BOD/L)　　　$Y_{obs}=0.9$ kg SS/kg BOD

$Q_1=2\ 500$ m^3/d　　　$Q_4=2\ 000$ m^3/d

$X_{B,2.2}$ 可以从式（4.6）得出：

$$X_{B,2.2}=X_{B,2.1}+(C_{2.1}-C_{2.2})Y_{obs} \tag{4.6}$$

$C_{2.1}$ 和 $C_{2.2}$ 是未知的。

$C_{2.1}$ 和 $C_{2.2}$ 不是总的 BOD 浓度，但可假设代表原污水 BOD 含量（在处理系统中原污水带着很高的 BOD 浓度被混合到活性污泥中）。

通常假定沉淀池里不发生反应，即 $C_{2.2}=C_3$。

借助图 4.2 中 a 点 BOD 的物料平衡可以得出：

$$Q_1C_1+Q_4C_4=(Q_1+Q_4)C_{2.1}$$

假定去除作用仅在曝气池内进行，$C_4=C_3=C_{2.2}$，代入上式：

$$C_{2.1}=(Q_1C_1+Q_4C_3)/(Q_1+Q_4)$$

代入所给数值：

$$C_{2.1}=(2\ 500\times0.4+2\ 000\times0.015)/(2\ 500+2\ 000)=0.229\ \text{kg BOD/m}^3$$

用所给数值代入式（4.6），得出：

$$X_{B,2.2}=4.5+(0.229-0.015)\times0.9=4.69\ \text{kg SS/m}^3$$

例 4.3 说明从曝气进水到出水的变化，在此情况下污泥浓度仅增加了 4%～5%，考虑到进水量测定值不稳定，对其变化常常忽略不计，而整个曝气池的污泥浓度可假定是恒定的。

注意：当计算污泥产率时必须计算此变化（详见 4.2 节）。

4.2 活性污泥工艺的概念及定义

有关活性污泥工艺的概念及定义有好几种，其中有些概念和定义并不适用，不合乎逻辑，但有必要了解一下它们指的是什么。现简要介绍如下：

1. 处理效率

我们通常用“处理效率”来描述包括活性污泥池及沉淀池在内的处理工艺整体效率，因此处理效率定义为：

$$E=\frac{C_1-C_3}{C_3} \tag{4.7}$$

处理效率也可以用来描述整个处理装置内某单一处理过程或池子内所发生的变化。

此外，在活性污泥工艺的不同数学描述中，“处理效率”还能以无量纲量的形式使用。

2. 回流比

回流比是回流污泥量与原污水量的比值（见图4.2），典型值已在表4.3中给出。

$$R=Q_4/Q_1 \tag{4.8}$$

城市污水/普通活性污泥处理厂的各种参数 表4.3

	符 号	单 位	值
BOD、COD、SS处理效率	E	%	85～95
回流比	R	%	50～100
污泥指数	SVI	mL/g	50～150
20℃时氧呼吸率（活性污泥）	$r_{X,O2}$	g O_2/(kg VSS·h)	5～40
污泥百分比	-	%	50～80
污水、活性污泥的最低温度①	T	℃	6～10
污水、活性污泥的最高温度	T	℃	18～22

① 融雪期的最低温度为1～2℃。

3. 容积负荷

活性污泥系统的容积负荷定义如下：

$$B_V=Q_1C_1/V_2 \tag{4.9}$$

可以用不同的单位表达，通常用 kg BOD/(m^3·d)表示，“容积负荷”常用于活性污泥处理厂的粗略设计。

4. 污泥浓度

生物体浓度 X：曝气池混合液或污泥回流液的污泥浓度常常用悬浮固体 X_{SS} 或挥发性悬浮固体 X_{VSS} 或化学需氧量 X_{COD} 等几种单位来表示。活性污泥工艺的计算可根据任何所需单位进行计算。例如：若按 SS 度量，那么所有的计算，即产率系数、污泥量、污泥产量、去除速率的计算，都要按照 SS 的单位来进行。需要注意的是只有部分污泥浓度（以 COD 计）是表示活性生物量（活性菌）的，即：

$$X_{COD}>X_{B,H}+X_{B,A}$$

式中 $X_{B,H}$ 表示异养菌浓度，$X_{B,A}$ 表示自养菌（硝化菌）浓度。

5. 污泥量（M_X）

在活性污泥系统中，污泥量 M_X 由系统中所有污泥构成，包括那些当前未处于曝气状态的污泥，在二沉池中有时可能积存大量污泥。污泥量的表达式为：

$$M_X = \Sigma VX \tag{4.10}$$

在所有污泥中都存在水解作用，与污泥所处的位置无关，但其速率取决于反应池中污泥所处的环境状态。

6. 污泥负荷

污泥负荷表示污泥每日承担的有机物总量。

$$B_X = Q_1C_1/(V_2X_2) \tag{4.11}$$

污泥浓度的单位常以 kg SS/m³ 表示，而有机物浓度 C_1 以 kg BOD/m³ 表示，所以合起来的单位就是 kg BOD/(kg SS·d)。污泥负荷经常作为设计参数。当 SS 作为度量单位时，就要注意污水的特性（例如，大量无机悬浮固体的存在）或处理系统的运行情况（例如，投加沉淀剂），它们会改变活性污泥的 VSS/SS 比值。对于工艺设计而言，较为可靠的污泥负荷单位是 kg BOD/(kg VSS·d)。

7. 污泥产量（F_{SP}）

污泥产量指的是单位时间内离开处理系统的污泥量。图 4.4 表明：

$$F_{SP} = Q_3X_3 + Q_5X_5 \tag{4.12}$$

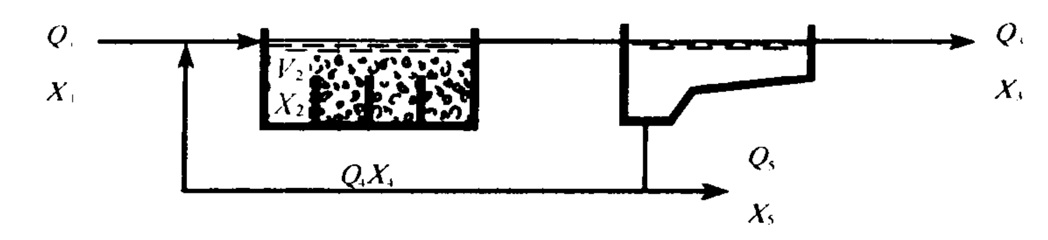


图 4.4 活性污泥处理系统的污泥回流及剩余污泥（Q_5X_5）排放

进水所带污泥（Q_1X_1）包括在污泥产量中，因此不能从式（4.12）中推导出来。

污泥产量可用多种方法测定，因此就有多种不同的表示单位，如 kg SS/d、kg VSS/d、kg COD/d。表 4.4 所示是以不同方法测得的污泥成分及污泥产量。

污泥产量以及污泥成分的测定方法 **表 4.4**

污泥产量成分 / 污泥产量单位	原污水中的无机悬浮固体	原污水中的有机悬浮固体	曝气池中的生物增长	化学沉淀剂
kg SS/d	+	+	+	+
kg VSS/d		+	+	(+)
kg COD/d		+	+	

根据不同的目的，需采用不同的单位来表示污泥产量。对于污泥脱水，可采用 kg SS/d 的单位；对于污泥厌氧稳定和污泥好氧稳定，可采用 kg VSS/d 或 kg COD(B)/d 为单位。

污泥产量既取决于处理系统的进水，同时也取决于系统所采用的处理工艺。污泥产量可以利用现有处理系统进行测定，并用式（4.12）计算出来。

在进行设计时，污泥产量还可以用式（4.13）估算出来：

$$F_{SP} = Y_{obs}(C_1 - C_3)\ Q_1 \quad (4.13)$$

为了能用式（4.13）来计算污泥量，必须先估算产率系数（Y_{obs}），该系数随活性污泥系统的负荷不同而变，见图3.5。

【例4.4】 计算某一活性污泥法城市污水处理厂的污泥负荷及污泥产量。已知：

$Q_1 = 11\,000\ m^3/d$，$C_1 = 0.4\ kg\ BOD/m^3$，$C_3 = 0.04\ kg\ BOD/m^3$

设曝气池的活性污泥浓度为5.2 kg SS/m^3，则曝气池的容积V_2为5 600m^3。

从式（4.11）计算出污泥负荷为：

$$B_X = Q_1C_1 / (V_2X_2)$$

将已知数代入到公式中：

$$B_X = 11\,000 \times 0.4 / 5\,600 \times 5.2 = 0.15\ kg\ BOD/(kg\ SS \cdot d)$$

由式（4.13）计算出污泥产量：

$$F_{SP} = Y_{obs}(C_1 - C_3)\ Q_1 \quad (4.13)$$

以图3.5为例，估计Y_{obs}为0.8 kg SS/kg BOD。代入已知数，得：

$$F_{SP} = 0.8 \times (0.4 - 0.04) \times 11\,000 = 3.170\ kg\ SS/d$$

（注意：在分母中，产率系数Y_{obs}必须与浓度C的单位（此处为BOD）保持一致，分子则可以采用任何一种单位（SS、VSS、COD、TN、TP等））。

活性污泥处理厂的污泥产量并非全部都在污泥处理部分作进一步处理，有一部分污泥与处理过的水一起从处理厂排出，这种情况与图4.4的污泥产量Q_3X_3是一致的。

8. 剩余污泥量（F_{ESP}）

剩余污泥量其实就是污泥产量的一部分，也就是排出时仍带有活性并在处理厂作进一步处理的那部分污泥，图4.4用Q_5X_5表示剩余污泥产量。如图4.4所示，剩余污泥可从回流污泥中排出，而后又进入处理厂的进水中与初沉污泥一起排出（如有机械处理工段的话）。

如果需要控制泥龄，则最好的方法是直接从曝气池排出剩余污泥，见例4.5。

9. 泥龄

泥龄就是处理系统的污泥（生物量）细胞平均停留时间，可以根据现有处理系统的大小，用式（4.14）估算泥龄。

$$\theta_X = M_X/F_{SP} \quad (4.14)$$

对于图4.1所示处理系统：

$$M_X = V_2X_2, \quad F_{SP} = Q_3X_3, \quad X_2 = X_3 \text{（完全混合状态）}$$

$$\theta_X = V_2X_2/Q_3X_3 = V_2/Q_3 = \theta \quad (4.15)$$

式中 θ_X——泥龄；

θ——水力停留时间。

在图4.1所示的简易处理系统中，生物量及污水的平均停留时间是等同的。对于有回流的活性污泥系统，情况并不是这样，回流的初衷就是增加泥龄使之超过水力停留时间。

对图4.4所示的这套系统来说：

$$M_X = V_2X_2$$

$$F_{SP} = Q_3X_3 + Q_5X_5 = Y_{obs}(C_1 - C_3)Q_1$$

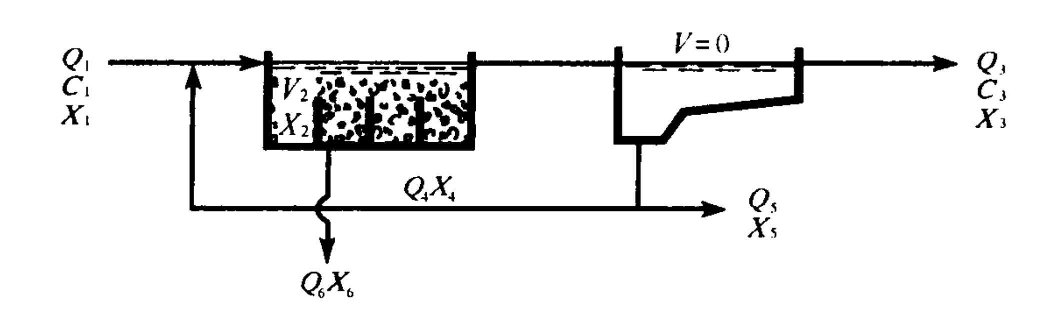
（把沉淀池中的污泥生物量设为0，与实际情况是不太吻合的）

代入式（4.14），则：

$$\theta_X = V_2X_2/(Y_{obs}(C_1 - C_3)Q_1) = \theta X_2/(Y_{obs}(C_1 - C_3)) \quad (4.16)$$

式(4.16)适用于一般情况，也适用于无回流活性污泥系统，式中 $X_2 = Y_{obs}(C_1 - C_3)$（式4.4），如代入式（4.16），则$\theta_X = \theta$（= 式（4.15））。

【例4.5】 计算下图所示曝气池（完全混合状态）的水力停留时间及泥龄：



已知：

$V_2 = 15\,000\ m^3$，$X_2 = 4.0\ kg\ COD/m^3$，$Q_1 = 1\,500\ m^3/h$，$Q_4 = 750\ m^3/d$

$Q_5 = 100\ m^3/d$，$Q_6 = 1\,000\ m^3/d$，$X_3 = 0.05\ kg\ COD/m^3$，$X_5 = 11.0\ kg\ COD/m^3$

$Y_{obs} = 0.4\ kg\ COD(B)/kg\ COD(S)$

水力停留时间为：

$\theta = V_2/Q_1 = 15\,000/1\,500 = 10\ h$

水力停留时间指的是通过时间（相当于一个水质点的单程时间），因此，水力停留时间不是：

$\theta = V_2/(Q_1 + Q_4) = 15\,000 / (1\,500 + 750) = 6.7\ h$

对于泥龄：

$$\theta_X = M_X/F_{SP} \quad (4.14)$$

$M_X = V_2X_2$（沉淀池容积为0，所以无污泥存在）

$F_{SP} = Q_3X_3 + Q_5X_5 + Q_6X_6$

代入后，得出：

$Q_X = V_2X_2 / (Q_3X_3 + Q_5X_5 + Q_6X_6)$

在此除 X_6 和 Q_3 之外，所有其他参数值都是已知的，当 Q_6 从曝气池排出时，$X_6 = X_2$。根据其水量平衡即，可得出 Q_3。

$Q_1 = Q_3 + Q_5 + Q_6$

$Q_3 = Q_1 - Q_5 - Q_6 = 1\,500 \times 24 - 100 - 1\,000 = 34\,900\ m^3/d$

代入 Q_3、X_6 及其他参数值，得出：

$\theta_X = 15\,000 \times 4.0 / (34\,900 \times 0.05 + 100 \times 11.0 + 1\,000 \times 4.0) = 8.8\ d$

注意：这个例子给出了比提供一个恰当的解决方法还多的信息，许多工程师经常遇到信息不足的问题，因而，此系统更像是工程估算。

10. 好氧泥龄

对硝化工艺来说，好氧污泥龄是至关重要的。对那些必须通过生物作用来去除降解缓慢的环境外来物质的工艺来说，好氧污泥龄也是至关重要的。好氧污泥龄是指好氧条件

下，一个污泥粒子（如硝化细菌）在处理系统内的停留时间。好氧泥龄通常要比整个系统的泥龄（总泥龄）短，其定义与泥龄类似：

$$\theta_{X,好氧} = M_{X,好氧}/F_{SP} \tag{4.17}$$

在一个好氧状态占一半时间（缺氧状态占另一半时间）的池子里，好氧污泥量占总污泥量的50%，即0.5VX。

4.3 活性污泥处理系统的类型

活性污泥处理系统的实体设计多种多样，人们可以采用多种不同设计方案及深度。一般来讲，设计方案是由经济条件所决定的。但不管一个处理厂采用哪一种设计方案，都必须具备以下两个要素：

- 曝气池应具有一定的容积（V_2）和一定的污泥浓度（X_2）；
- 经沉淀池处理的污水从上部排出（浓度 C_3，X_3），同时浓缩后的回流污泥从其底部排出（浓度 C_4，X_4）。

实际上，在某些设计中，上述两个因素在实体实施中已被归并为具有这两种功能的单个构筑物，详见有关氧化沟的例子（见4.2.3节）。

4.3.1 有回流的活性污泥处理系统

图4.5所示的是几种设有单独沉淀池的活性污泥处理系统的具体实例，我们可以把a型曝气池设计成一个长方形或正方形的池子，也可以是氧化沟或氧化塘（用塑料作衬垫或直接建在地表或泥土上）。B型池呈狭长的推流式；而C型则是完全混合的、长方形曝气池。

分段进水处理系统（d型）通常为长方形推流式曝气池（类似于接触稳定系统，详见接触稳定工艺），而选择器系统（e型）包含1～3个小型完全混合池，后续一个大的完全混合池，这个大曝气池可以是长方形的或正方形的，也可以是氧化沟或氧化塘。

不论采用何种设计方案，都要求其具备充分的搅动或紊动以使污泥保持悬浮状态，从而与污水进水充分接触。通常通过曝气来实现，但有时这种对空气的需求（需氧量）很小，从而导致空气的供给不能满足混合要求，或者曝气系统在设计上不能保证良好的混合。

图4.5所示的污水处理系统的基本布置如图4.6所示，由两个独立的池子和相应的回流污泥（Q_4）系统组成。

不论采用何种设计方案，都必须不断向曝气池供氧。这样便于维持一定的氧浓度以确保较高的去除率。适用于各种类型处理系统的基质去除速率 $r_{V,S}$ 如下式：

$$r_{V,S} = \frac{\mu_{max}}{Y_{max}} \frac{S_2}{S_2 + K_S} \frac{S_{O2,2}}{S_{O2,2} + K_{S,O2}} X_{B,2} \tag{4.18}$$

其中：μ_{max}——基于有机物（S）去除的最大比增长率；

Y_{max}——单位有机物（S）的最大产率系数；

S_2——曝气池内（不是进水中）的有机物浓度；

$S_{O2,2}$——曝气池内的氧浓度；

$X_{B,2}$——曝气池内的污泥（生物量）浓度。

正如描述生物去除的其他表达式一样，式（4.18）已经是简化式。假如在式（4.18）

中采用活性异养生物量（$X_{B,H}$）这一概念，将更加准确。这也意味着其他常数，μ_{max} 和 Y_{max}，也是必须采用的。

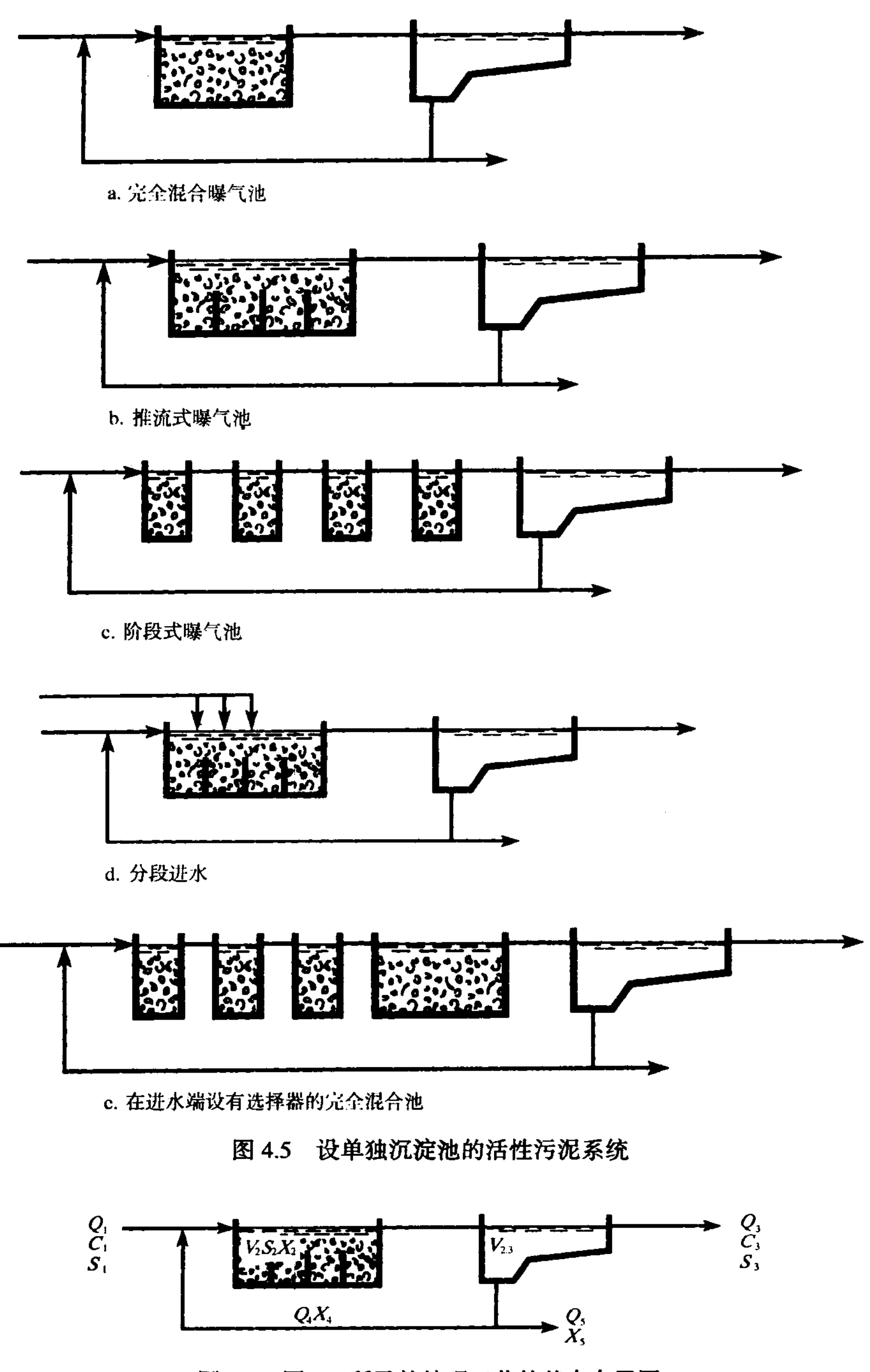


图 4.5　设单独沉淀池的活性污泥系统

图 4.6　图 4.5 所示的处理工艺的基本布置图

对于活性污泥处理系统而言，对溶解性有机物的物料平衡为：

$$\text{即} \quad \underset{\text{输入}}{Q_1S_1} + \underset{\text{水解}}{r_{V,XS}V_2\nu_{X,S}} - \underset{\text{去除}}{r_{V,S}V_2} = \underset{\text{输出}}{Q_3S_3} \tag{4.19}$$

$V_{X,S}$表示与去除悬浮固体（X_S）和溶解性物质（S）相关的化学计量系数。

通过推流式曝气池的活性污泥浓度（生物量）变化很小，因此在计算中我们常视其为一个常量。对于溶解性有机物就不可能出现这一情况，溶解性有机物的浓度从相当于原水与回流污泥相混合时的数值变化为相当于出水的数值。

4.3.2 单池活性污泥处理系统

活性污泥系统可以建为一个既作曝气池又作沉淀池的复合池。在某些处理厂中，两个池子结合起来，原则上被视为具有多重功能的一个池子，图 4.7 给出了这类处理系统的设计实例。

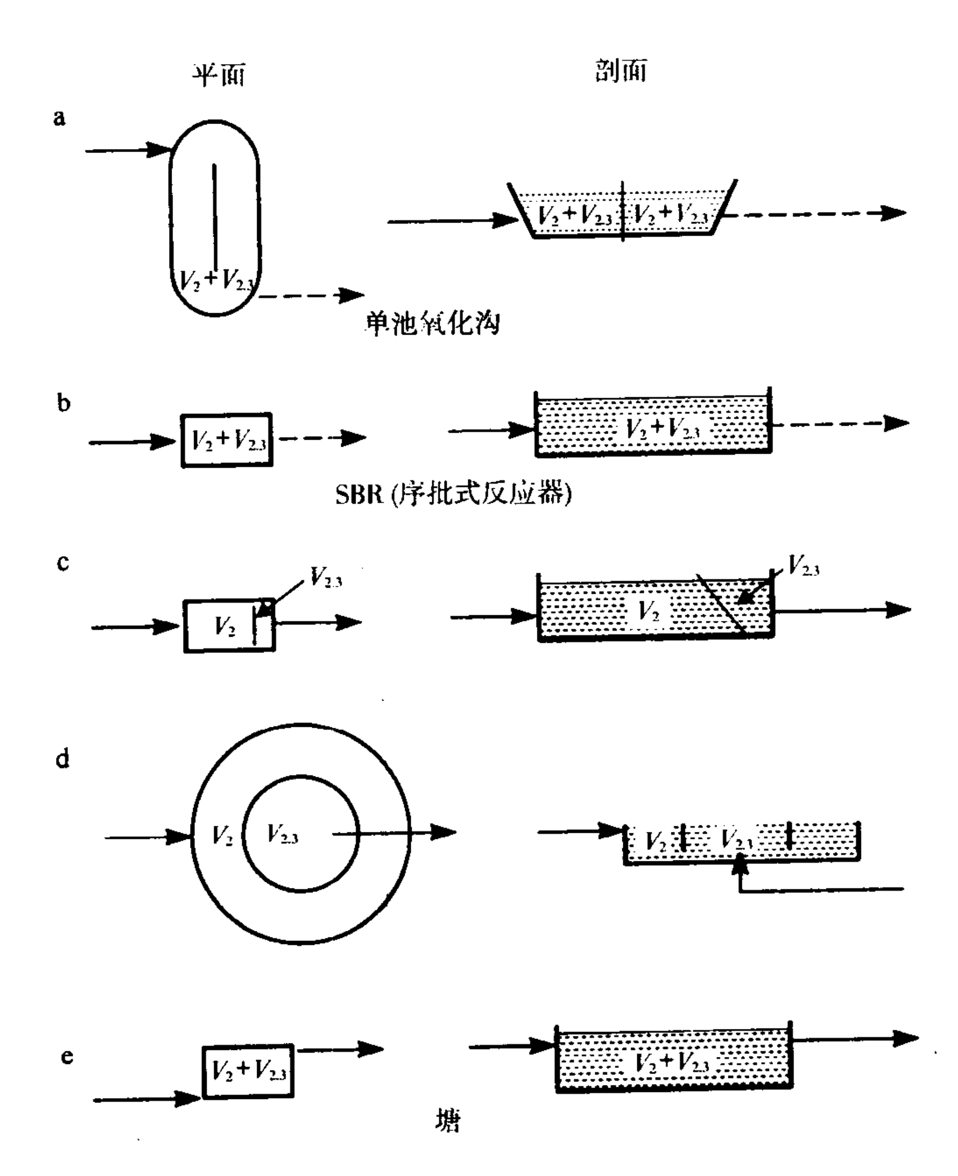


图 4.7 单池活性污泥工艺（各种工艺基本上不受构筑物几何形状的影响）

对这些处理系统进行工艺计算时，问题就出现了。那就是我们必须尽量将这一个池子分成两部分，一部分为曝气部分（V_2），另一部分为沉淀部分（$V_{2,3}$），以便达到图 4.6 所示的使其成为一个基本的设计布置，然而其中却不存在回流。在这种类型的处理系统中，要对上述问题给予明确回答并确定回流污泥的浓度通常是不可能的。

在一些处理厂中，对这两种作用进行某种自然分隔，即进行容积上的分隔，如图 4.7 中 c、d 型和部分 e 型。在一些如 a、b 型的处理系统中，并不存在这种自然分隔，但可以

暂时地分成曝气池和沉淀池，例如 a 型的氧化沟。如果一半时间起沉淀作用，就可以假设：

$$V_{TOT} = V_{2.3}+V_2, \quad V_2 = V_{TOT}/2, \quad V_{2.3} = V_{TOT}/2$$

上述假设同样适用于序批式反应器系统，在这类反应器中，有一部分时间并不曝气，而是起沉淀池的作用。

在所有的工艺计算中，都要采用已计算出的曝气池容积（V_2），如用于计算污泥负荷和有机物去除等。在图 4.7 所示的 a、b 两种类型处理系统中，池中的水量是随时间而变的，这就使计算复杂化了。图 4.8 介绍了一个将曝气池与沉淀池结合在一起的处理厂。



图 4.8 沉淀池不总是单独设立的，图中它与曝气池结合成一体（BIOLAK-Wax 污水处理厂，这是一个低负荷硝化/反硝化活性污泥处理厂，通过浮管的悬浮扩散器进行曝气）

【例 4.6】 如图 4.7a 所示的一个氧化沟，沉淀后的污水排放后，其总容积为 1 200 m³。该处理厂的运行周期为：

曝气 2.5 h，沉淀 0.5 h，沉淀污水排放 1.0 h

污水量为 $1\,200\ \mathrm{m^3/d} = 50\ \mathrm{m^3/h}$，污水中有机物浓度为 $0.3\ \mathrm{kg\ BOD/m^3}$。曝气状态下污泥浓度为 $5.8\ \mathrm{kg\ SS/m^3}$。则“曝气池”的设计容积为：

水的流量由 $1\,200\ \mathrm{m^3}$ 变化到 $1\,200 + 2.5\ \mathrm{h} \times 50\ \mathrm{m^3/h} = 1\,325\ \mathrm{m^3}$

平均值为 $V \sim (1\,200 + 1\,325) / 2 = 1\,263\ \mathrm{m^3}$

这里，水的容积变化要大于我们的估计量，因为在沉淀污水排放之前的半小时内，水的容积会继续增加，但这与曝气池的容积无关。每 4 h 内曝气时间为 2.5 h，则一天中曝气作用所占比率为 $(2.5/4) \times 100\% = 63\%$。因此，曝气池的设计容积（$V_2$）为：

$$V_2 = 1\,263\ \mathrm{m^3} \times 0.63 = 796\ \mathrm{m^3}$$

污泥负荷为：

$$B_X = \frac{Q_1 C_1}{V_2 X_2} \tag{4.11}$$

代入所给数值，有：$B_X = \frac{1200\,m^3/d \times 0.3\,kg\,BOD/m^3}{796\,m^3 \times 5.8\,kg\,SS/m^3} = 0.078\,kg\,BOD/(kgSS \cdot d)$

4.3.3 接触稳定处理系统

接触稳定工艺的原理就是在保持相同污泥量的情况下节省曝气池容积。为此，曝气池设在回流污泥管线上，如图4.9所示。

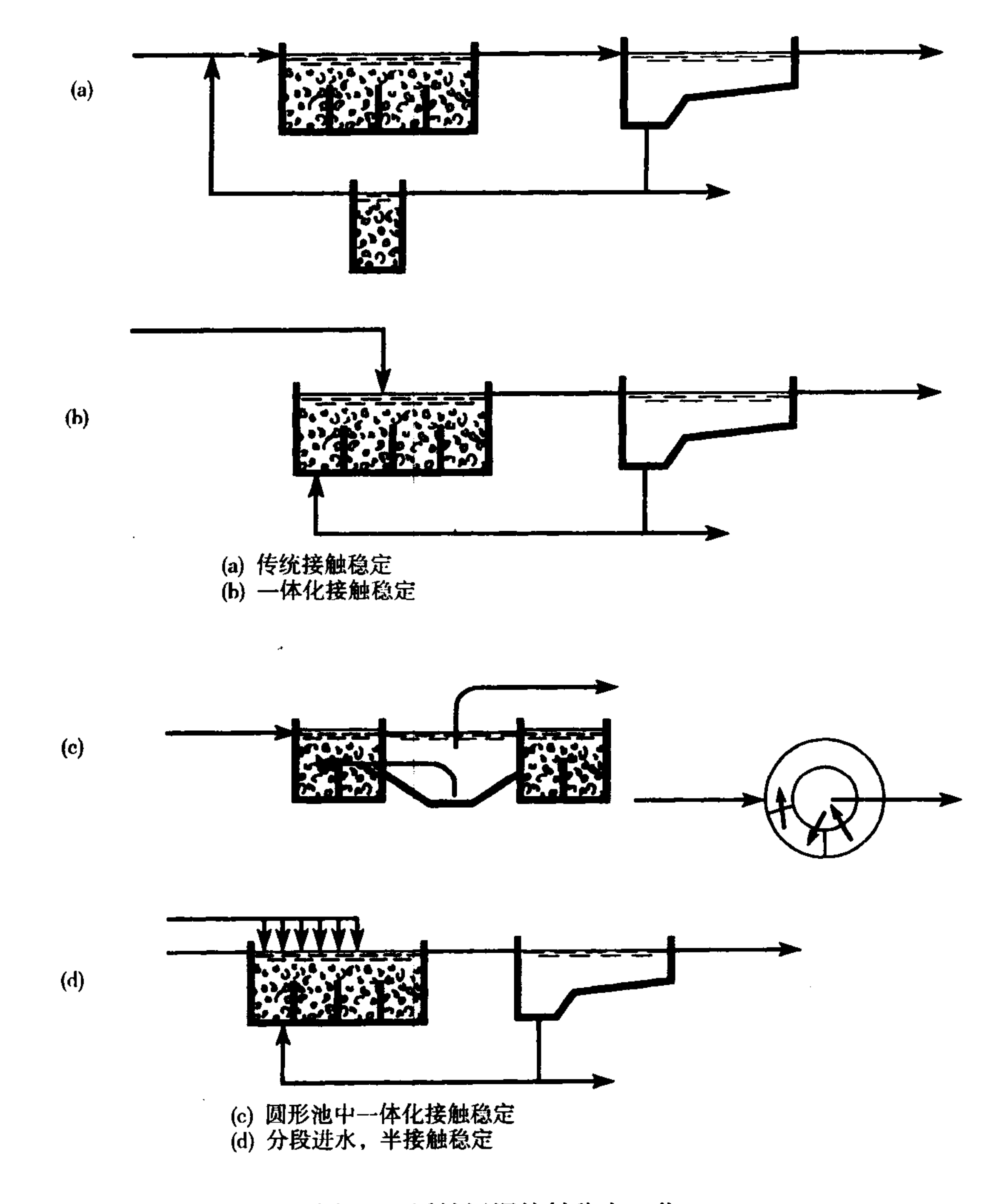


图4.9 活性污泥接触稳定工艺

图4.9中，a、b、c三种类型基本上是相同的，d则是一种兼具接触稳定法与“普通”活性污泥法两者特性的混合体。这一设计的优点在于污泥稳定程度与池容较大具有相应污泥量的活性污泥系统相同。曝气池污水主流停留时间为0.5～1 h。当硝化反应效率显著下降时，对有机物的处理也相应降低（参见第6章）。

图4.10为接触稳定法的示意图。

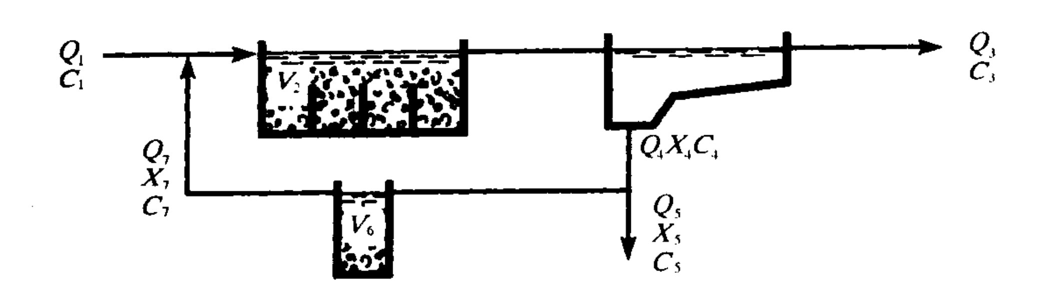


图 4.10 接触稳定处理系统示意图

该处理系统的污泥量为：$M_X = V_2X_2 + V_6X_6$

对接触稳定法来说，由于两个池子要放到一起考虑，物料平衡变得更加复杂。水解对物料平衡的作用如下：

$$k_hX_{S,2}V_2 + k_hX_{S,6}V_6$$

有关接触稳定法的详细计算只能通过计算机数学模型来实现。

4.3.4 生物吸附法

图 4.11 展示了生物吸附系统的实例。这是一种负荷相当高的活性污泥处理系统，污水在曝气池中的水力停留时间为 0.2～0.5 h。在这样一个高负荷的处理系统中，大部分悬浮有机物被去除，但仅有少量溶解性有机物得到处理。生物吸附系统中的污泥活性很高，其活性要比后面介绍的低负荷活性污泥处理系统大得多[3]。

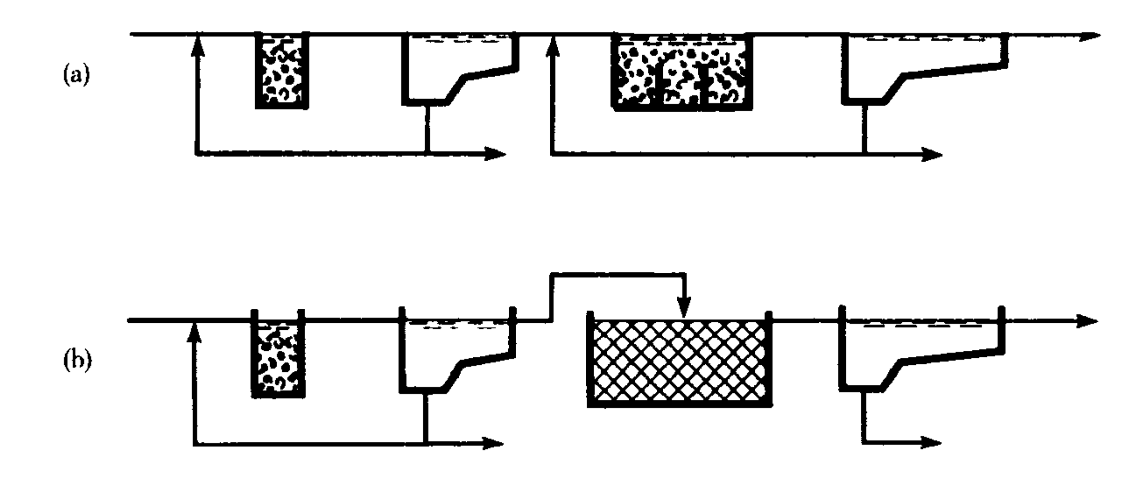


图 4.11 生物吸附系统后接活性污泥工艺或普通生物滤池

污水的微粒很快被活性污泥絮体所吸附（1～2 min），所以通常不需要对这种吸附的模型加以描述，这一过程的效率受随后的沉降过程控制。生物吸附法的设计使其排放到出水中的悬浮固体量比一般的活性污泥法沉淀出水大。原因是生物吸附法只是对污水进行预处理，在这种系统后面，通常还连接一个活性污泥法处理系统。在第二段也常使用生物滤池处理系统。

如图 4.11 a 所示，在一个生物吸附系统中，其污泥产量要比类似的活性污泥法处理系统多。生物吸附法把本来用于氧化剩余污泥所需的能量节省了，生物吸附作用所产生的大量污泥可以用来增加沼气的产量。我们甚至还可以预测，生物吸附作用所产生的污泥可被用到水解过程中，从而为随后的生物除磷脱氮提供易生物降解有机物。

4.3.5 活性污泥法工艺设计

活性污泥工艺的设计多少要细一些，其选取的标准也应视设计的目的而定。是单纯用于粗略估算该处理厂所需的造价，还是用于详细的规划设计？

现讨论有关活性污泥工艺的如下3种设计标准（方法）。

1. 容积负荷；
2. 污泥负荷；
3. 计算机辅助工艺设计。

关于设计的细节，请参见文献[4] [5] [6]。

4.3.6 容积负荷法工艺设计

这种设计方法是以BOD容积负荷为基础：

$$B_{V,BOD} = Q_1C_1/V_2$$

容积负荷法是最早采用的设计方法，如果处理厂的进水为成分均匀的污水，并且在运行过程中各处理厂曝气池中的污泥浓度相同，那么通过这一简单的方法，就可以获得合理的结果。然而，实际上各处理厂的条件达到如此统一是很少见的。

表4.5介绍了有关处理10°C普通城市污水的活性污泥处理厂的设计参数。温度低，处理厂的运行效率也较低。

由下述公式，可以得出必要的曝气池容积V_2：

$$V_2 = Q_1C_1/B_{V,BOD} \tag{4.20}$$

容积负荷属于次要设计参数，因此在使用时应特别注意，该参数不适用于较复杂的工艺过程。

欧洲采用普通活性污泥法处理生活污水的各种参数值　　表4.5

参数	符号	单位	污泥负荷 (kg BOD/(kg SS·d))		
			0.05～0.10	0.20～0.30	0.05～0.60
污泥浓度	X_{SS}	kg SS/m³	4.0～7.0①	3..0～5.0①	3.0～5.0①
污泥浓度	X_{VSS}	kg VSS/m³	2.5～4.5①	2.0～3.5①	2.0～3.5①
污泥浓度	X_{COD}	kg COD/m³	3.5～6.5①	3.0～5.0①	3.0～5.0①
污泥中SS/VSS	-	%	65～70	70～75	70～75
容积负荷	$B_{V,BOD}$	kg BOD/(m³·d)	0.2～0.6①	0.6～1.5①	1.5～3.0①
污泥负荷	$B_{V,BOD}$	kg BOD/(kg VSS·d)	0.08～0.15	0.3～0.45	0.7～0.85
产率系数	Y_{BOD}	kg SS/kg BOD	0.6～0.9	0.9～1.1	0.9～1.2
产率系数	Y_{COD}	kg COD/kg COD	0.3～0.5	0.4～0.6	0.4～0.6
处理效率	E_{BOD}	%	90～95	85～90	80～90
处理效率	E_{COD}	%	75～85	70～80	65～80
泥龄	θ_X	d	15～20	3～6	1～3
（浓度C_1 = 0.2～0.4 kg BOD/m³和0.4～0.8 kg COD/m³，温度=10°C）					

① 北美设计时采用上述值的50%左右。

【例4.7】 根据容积负荷，设计一个活性污泥处理厂处理表4.6所示的污水，其出

水浓度为 0.020 kg BOD/m^3。

某一城镇在旱季和雨季的污水数据表 表 4.6

参 数	单 位	旱季	雨季
Q_1	m^3/d	5 000	9 000
	$m^3/h(max)$	420	750
C_1	kg BOD/m^3	0.240	0.160
	kg COD/m^3	0.510	0.360
	kg TN/m^3	0.040	0.028
	kg TP/m^3	0.012	0.007
Q_1C_1	kg BOD/d	1 200	1 440
	kg COD/d	2 550	3 240
	kg TN/d	200	252
	kg TP/d	60	63

旱季和雨季的 BOD 处理率分别为：

旱季 $E_{BOD} = (240-20)/240 = 0.92$

雨季 $E_{BOD} = (160-20)/160 = 0.88$

从表 4.5 可知，旱季的容积负荷 $B_{V,BOD}$ 应为 0.2～0.6 kg $BOD/(m^3 \cdot d)$，BOD 的去除率为 90%～95%。雨季时的水力负荷取 0.6～1.5。换句话说，这种情况下的设计必须以旱季条件为依据，从而估算出 $B_{V,BOD} = 0.4$ kg $BOD/(m^3 \cdot d)$。

由式（4.20）可以得出：

$$V_2 = Q_1C_1/B_{V,BOD} = (1\ 200 \text{ kg BOD/d}) / 0.4 \text{ kg BOD/}(m^3 \cdot d) = 3\ 000 \text{ m}^3$$

从表 4.6 的数据，可以计算出该污水的人口当量：

$$PE_{WATER} = Q_1/0.2 = (5\ 000 \text{ m}^3/d) / (0.2 \text{ m}^3/(PE \cdot d)) = 25\ 000 \text{ PE}$$

$$PE_{BOD} = Q_1C_1/0.06 = (1\ 200 \text{ kg BOD/d}) / (0.06 \text{ kg BOD/(PE \quad)}) = 20\ 000 \text{ PE}$$

以上得出的两个人口当量间通常有些偏差，这种偏差是由工业影响、渗入和渗出作用造成的。

4.3.7 污泥负荷法或泥龄法工艺设计

一种更先进的设计方法是采用污泥负荷或泥龄。污泥负荷可用于一般的生物去除过程，而泥龄则用于与硝化作用相关的过程以及利用生长缓慢的细菌来处理污水中的特殊污染物（如酚、氰化物）的工艺过程。

当用 BOD 污泥负荷进行设计时：

$$B_{X,BOD} = Q_1C_{BOD,1}/(X_2V_2)$$

由该式，得出曝气池的容积 V_2：

$$V_2 = Q_1C_{BOD,1}/(X_2B_{X,BOD}) \tag{4.21}$$

作为污泥负荷函数的典型处理程度，列于表 4.5。

多年来，人们愿意采用污泥负荷作为生物处理厂的设计参数，但随着对生物除磷、同时沉淀、以及硝化-反硝化工艺的采用，以污泥负荷作为设计依据在很多情况下是危险

而且是困难的，甚至是不可能采用的。

如果以泥龄作为设计依据，往往采用好氧泥龄。由式（4.14）转化得出：

$$\theta_X = M_X/F_{SP} = V_2X_2/F_{SP}$$

$$V_2 = \theta_X F_{SP}/X_2 \tag{4.22}$$

（假设 $M_X = V_2X_2$，如果好氧泥龄法作为设计依据并用于公式中，这通常是一个很不错的假设）

【例 4.8】 利用污泥负荷法设计一个活性污泥处理厂处理表 4.6 中的污水，其出水浓度达到 0.020 kg BOD/m³。

旱季活性污泥处理厂的污泥浓度为 4.5 kg SS/m³，雨季为 4.0 kg SS/m³。由例 4.7 可知：

旱季 $E_{BOD} = 0.92$；雨季 $E_{BOD} = 0.88$

根据式（4.21）可求出：

$V_{2,旱季} = (1\ 200\ \text{kg BOD/d}) / (4.5\ \text{kg SS/m}^3)B_{X,BOD}$

从表 4.5 可知，当污泥负荷为 0.05～0.1 kg BOD/(kg SS·d)时，对 BOD 的处理效率为 90%～95%。由于处理效率必须达到 92%，则所需的 $B_{X,BOD}$ 在旱季估计为 0.07，雨季取 $B_{X,BOD}$ 为 0.2，则：

$V_{2,旱季} = 1\ 200 / (4.5 \times 0.07) = 3\ 810\ \text{m}^3$

$V_{2,雨季} = 1\ 440 / (4.0 \times 0.20) = 1\ 800\ \text{m}^3$

以旱季负荷为设计依据时，曝气池的容积应为 3 800 m³，大于例 4.7 中所得的 3 000 m³。其原因是曝气池中的污泥浓度低了些。由于依据容积负荷进行设计忽略了这一情况，故低估了必要池容（其最坏的结果是处理厂没有达到出水要求，设计人员要对其负责）。

4.3.8 计算机辅助设计

可以采用计算机复杂多变的程序来设计活性污泥处理厂。计算机程序可以帮助我们计算出日变化对处理结果的影响，其中一些程序是根据表 4.7 所示的工艺矩阵设计的。在设计一个不太复杂的、常规的活性污泥处理厂时，也许不需要这样的程序，然而，设计一些较复杂的处理厂，这些程序是十分重要的。

使用计算机模型的一个基本问题是污水的水质，以及如何确定化学计量系数及动力学参数。如果没有对排放的污水进行详细的分析，则应根据表 1.7～表 1.10 进行一下大体的估算。对于一般城市污水，往往进行一下估算就足够了。对于工业污水和典型的城市污水，应进行详细的分析。

计算机程序中包括的各种参数，也适用于污水的描述。对城市污水可以进行估算，见表 4.8 所列的各实例，而对其他各种污水则应进行测试。不要忽略各种参数之间的关系。例如，在计算中，我们必须用较高的μ_{max} 值来对 3～4 个莫诺特项进行补偿，它们在模型中与生长速率直接相关。

对于普通的活性污泥处理厂，特别是在有氧环境下，利用模型可以计算出耗氧量的变化。如图 4.12 所示，对这些变化只能通过模型来计算。关于处理厂的设计以及处理厂运行的分析，这种计算是十分重要的工具。

但实际上，会发生显著变化的参数很少，例如水解常数 k_h、生长速率$\mu_{max,A}$、异养菌衰减常数 b_H、有机物的饱和常数 K_S 和反硝化菌所占的比例η_g。

活性污泥处理系统计算机模型的典型工艺矩阵[2]（$\hat{\mu}=\mu_{max}$，$X_P=X_I$，$f_P=f_{XB,XI}$，$Y=Y_{max}$，$i_{XB}=f_{XB,N}$，$i_{XP}=f_{XI,N}$） 表 4.7

组分 →	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	过程速率，ρ_j [$ML^{-3}T^{-1}$]
j	工艺 ↓	S_I	S_S	X_I	X_S	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	X_P	S_O	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{ALK}	
1	异养菌的好氧生长		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H\left(\frac{S_S}{K_S+S_S}\right)\left(\frac{S_O}{K_{O,H}+S_S}\right)X_{B,H}$
2	异养菌的缺氧生长		$-\frac{1}{Y_H}$			1				$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-i_{XB}$			$\frac{1-Y_H}{14\times2.86Y_H-i_{XB}/14}$	$\mu_H\left(\frac{S_S}{K_S+S_S}\right)\left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H}+S_O}\right)\times\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}}\right)\eta_g X_{B,H}$
3	自养菌的好氧生长								$-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB}-\frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14}-\frac{1}{7Y_A}$	$\mu_A\left(\frac{S_{NH}}{K_{NH}+S_{NH}}\right)\left(\frac{S_O}{K_{O,A}+S_O}\right)X_{B,A}$
4	异养菌的衰减				$1-f_P$	-1		f_P					$i_{XB}-f_P i_{XP}$		$b_H X_{B,H}$
5	自养菌的生长				$1-f_P$			f_P					$i_{XB}-f_P i_{XP}$		$b_A X_{B,A}$
6	溶解性有机氮的氨化										1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{ND} X_{B,H}$
7	网捕性有机物的水解		1		-1										$k_h\frac{X_S/X_{B,H}}{K_X+(X_S/X_{B,H})}\left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H}+S_O}\right)+\eta_h\left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H}+S_O}\right)\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}}\right)\right]X_{B,H}$
8	网捕性有机氮的水解											1	-1		$\rho_7(X_{ND}/X_S)$
观测转化速率[$ML^{-3}T^{-1}$]		$r_i=\sum_j \nu_{ij}\rho_j$													
化学计量系数： 异养菌产率系数：Y_H 自养菌产率系数：Y_A 颗粒性衰减产物的比例：f_P N 在生物量 COD 中的比值：I_{XB} N 在惰性悬浮 COD 中的比值：i_{XP}		可溶性惰性有机物[M(COD)L^{-3}]	快速生物降解基质 [M(COD)L^{-3}]	颗粒性惰性有机物[M(COD)L^{-3}]	慢速生物降解基质[M(COD)L^{-3}]	活性异养菌[M(COD)L^{-3}]	活性自氧菌[M(COD)L^{-3}]	由生物衰减产生的颗粒性物质[M(COD)L^{-3}]	氧（负的 COD)[M（– COD)L^{-3}]	硝酸盐及亚硝酸盐氮[M(N)L^{-3}]	NH_4^+ + NH_3 氮[M(N)L^{-3}]	溶解性可生物降解有机氮[M(N)L^{-3}]	颗粒性可生物降解有机氮[M(N)L^{-3}]	碱度_摩尔单位	动力学参数： 异养菌的生长与衰减： $\mu_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$ 自养菌的生长与衰减： $\mu_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ 异养菌缺氧生长的修正因子：η_g 氨化作用 k_a 水解作用：k_h，K_X 缺氧水解的修正因子：η_h

活性污泥工艺过程计算机模型的标准参数 表 4.8

参 数	单 位	UCTASP[10]	P111[7]	EFOR[8]	No.1[2]
化学计量系数					
Y_A	g COD/g N	0.15	0.24	0.24	0.24
Y_H	g COD/g COD	0.67	0.57	0.67	0.67
f_I	-	0.08	0.10	0.08	0.08
$f_{B,N}$	g N/g COD	0.068	0.07	0.086	0.086
$f_{XI,N}$	g N/g COD	0.068	0.06	0.02	0.06
动力学参数					
$\mu_{max,H}$	d^{-1}	3.2	4.0	6.0	6.0
$\mu_{max,A}$	d^{-1}	0.45	1.0	0.8	0.8
$K_{S,COD}$	g COD/m^3	5	20	2.5	20
$K_{S,O2}$	g O_2/m^3	0.002	0.25	0.2	0.2
$K_{S,NO3}$	g NO_3-N/m^3	0.1	0.5	0.5	0.5
$K_{S,NH4,A}$	g NH_4-N/m^3	0.002	0.5	0.4	0.4
$K_{S,O2,A}$	g O_2/m^3	1.0	0.8	1.0	1.0
b_H	d^{-1}	0.62	0.5	0.62	0.62
b_A	d^{-1}	0.04	0.15	0.15	
η_g	-	0.33	0.8	0.8	0.8
η_h	-	0.35	0.35		0.4
K_h	g COD/(g COD·d)	1.35	1.5	5.0	3.0
K_X	g COD/g COD	0.027	0.02	0.03	0.03

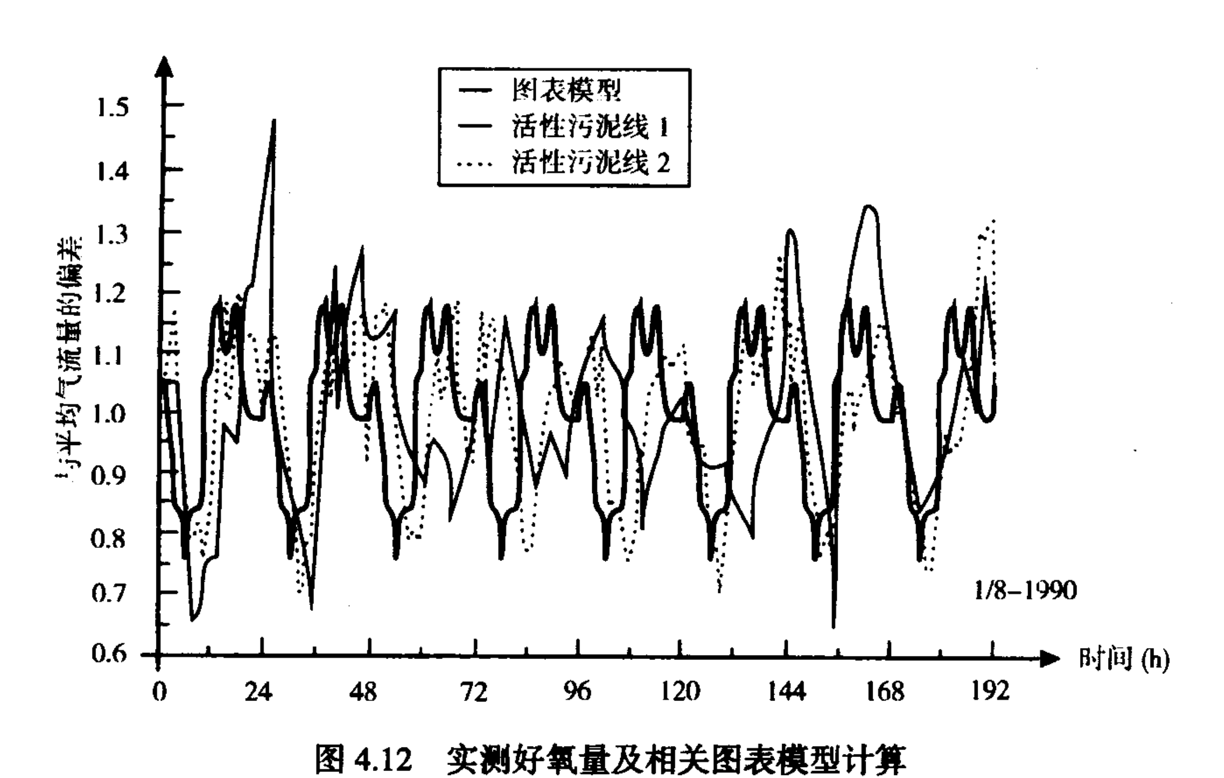


图 4.12 实测好氧量及相关图表模型计算

计算要在进水量 24 h 日变化基础上进行，正如所见，该图表模型可模拟显示耗氧量强烈变化，但在该条件下这种强烈变化尚未达到协调一致（两者相位不同）[9]

参考文献

[1] Harremoës, P, et al. (1989): Teoretisk vandhygiejne (Water Chemistry). Third edition, Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[2] Henze, M., Grady, C.P.L. Jr., Gujer, W., Marais, G. v R. and T. Matsuo (1987): Activated Sludge Model No. 1. IAWPRC, London. (IAWPRC Scientific and Technical Reports No. 1).

[3] Dott, W. and A. Wetzel (1984): Microbiologische Untersuchungen einer zweistufigen Adsorptions-Belebungsanlage (Microbiological Investigations of A 2-Step Adsorption Plant). Z. f. Wasser- u. Abwasser-Forsch., 17, 182-185.

[4] Grady, C.P.L. and H.C. Lim (1980): Biological Wastewater Treatment. Theory and Applications. Marcel Dekker, Inc. New York, N.Y.

[5] Triebel, W. (red) (1992): Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik (Wastewater Technique: Textbook and Manual). Bd. II. 3rd edition. Verlag von Wilhelm Ernst & Sohn, Berlin.

[6] EPA (1977): Process Design Manual. Wastewater Treatment Facilities for Sewered Small Communities. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. (EPA 625 / 1-77-009).

[7] P111 (1991): Computer program. Aquasystems. Winterthur. Switzerland.

[8] EFOR (1991): Computer Model for Treatment Plants. Manual, version 2.0. Efor aps, Søborg, Denmark.

[9] Parker, D.S., Merrill, M.S. and M.J. Tetreault (1992): Wastewater Treatment Process, Theory and Practice: the emerging convergence. Wat. Sci. Tech., 25, No. 6, 301-315.

[10] UCTOLD/1991/Activated Sludge System Simulation Program Ed: P.L. Dold et al. (1991): Water Research Commission, Pretoria, South Africa.



Metamorfosis 污水处理厂（希腊雅典）采用表面曝气的完全混合活性污泥池
（希腊的处理厂常常需对影响处理厂设计与运行的大量化粪池污水进行处理）

第 5 章 生物滤池处理系统

Poul Harremoës , Mogens Henze

生物滤池的特征是细菌以生物膜的方式附着在固体表面上。生物膜是一个稠密的细菌层，这些细菌能附着在固体介质上并形成固定的聚合体薄层，以使其不被脱落。生物滤池的水力停留时间较短，因此水中的游离细菌会出现流失。

生物滤池的缺点归咎于微生物群体的低效率。原因是水中的物质必须传输至生物膜才能由微生物去除，而完成此传输的是缓慢的分子扩散过程。事实表明，基本的规则是去除过程受扩散的限制，只有了解此现象才能理解生物滤池的功能。

5.1 生物膜动力学

图 5.1 所示的是理想化的均匀生物膜。生物膜外部水相中的物质浓度为 S，通过分子扩散传入生物膜内的扩散系数为 D。

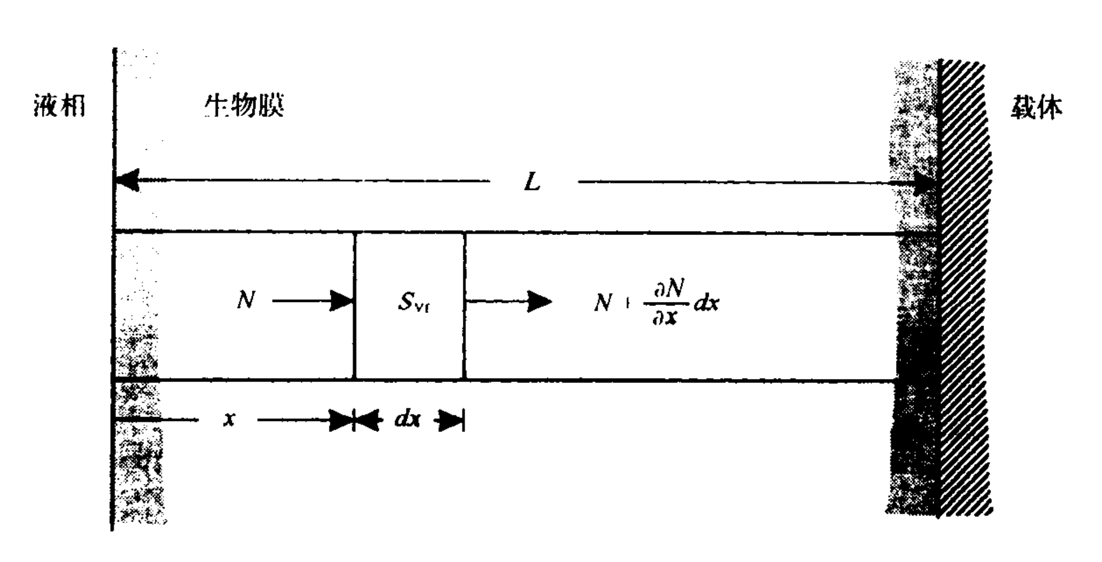


图 5.1 物质在理想生物膜中通过扩散进行迁移，整个过程受扩散的限制

对于一个无穷小的生物膜断面，在稳态条件下可建立以下平衡式。

进 = 出 + 去除

$$N = N + \frac{\partial N}{\partial x}dx + r_{\mathrm{vf}}dx \tag{5.1}$$

$$\frac{\partial N}{\partial x} = -r_{\mathrm{vf}}$$

式中 N——沿横截面的迁移；

r_{Vf}—— 生物膜的容积反应速率。

当沿横截面的迁移仅通过扩散完成时，得出：

$$N = -D\frac{\partial S_{Vf}}{\partial x}$$

$$\frac{\partial N}{\partial x} = -D\frac{\partial^2 S_{Vf}}{\partial x^2}$$

$$\frac{\partial^2 S_{Vf}}{\partial x^2} = \frac{r_{Vf}}{D}$$

该等式可定量解释为：浓度分布二阶导数表示分布曲率。如果不发生反应，浓度分布呈直线，例如 5.3 节中的在水相中扩散。如果反应为“产生”，分布曲线向上。如果反应为“去除”，则分布曲线向下，如以下几页所示。

通过有关特性参数的比例化，该方程可转化为无因次（无量纲）方程：

$$s_{Vf} = \frac{S_{Vf}}{s} \qquad \xi = \frac{x}{L}$$

$$\frac{\delta^2 s_{Vf}}{\delta\xi^2} = \frac{r_{Vf}L^2}{DS} \tag{5.2}$$

作为此二阶微分方程的特解，有两种情况：零级和一级反应。

1. 一级反应：

$$r_{Vf} = k_{1Vf}S_{Vf}$$

式中 S_{Vf}—— 生物膜内的浓度；

k_{1Vf}—— 一级反应速率常数，单位为 d^{-1}。

$$\frac{\partial^2 s_{Vf}}{\partial\xi^2} = \frac{k_{1Vf}L^2}{D}s_{Vf} = \alpha^2 s_{Vf}, \qquad \alpha = \sqrt{\frac{k_{1Vf}L^2}{D}}$$

$$\frac{\partial^2 s_{Vf}}{\partial\xi^2} + 0\frac{\partial s_{Vf}}{\partial\xi} - \alpha^2 s_{Vf} = 0 \tag{5.3}$$

该含常数二阶齐次微分方程的特征方程为：

$$R^2 - \alpha^2 = 0$$

$$R = \pm\alpha$$

对于实数α，通解为：

$$s_{Vf} = Ae^{\alpha\xi} + Be^{-\alpha\xi}$$

常数 A 和 B 由下述边界条件确定：

$$\xi = 0, \qquad s_{Vf} = 1$$

$$\xi = 1, \qquad \frac{\partial s_{Vf}}{\partial\xi} = 0$$

由上式可得出以下通解：

$$s_{Vf} = \cosh\alpha\xi - \tanh\alpha\sin\alpha\xi \tag{5.4}$$

应用叠加公式可得出：

$$s_{Vf} = \frac{\cosh(\alpha(1-\xi))}{\cosh\alpha}, \qquad \alpha = \sqrt{\frac{k_{1Vf}L^2}{D}} \tag{5.5}$$

对于生物膜结构与扩散无因次表达式的不同取值，其浓度分布如图 5.2 所示。

通过生物膜表面的传递：

$$N=-D\left(\frac{\partial S_{\mathrm{Vf}}}{\partial x}\right)_{x=0}=-\frac{D}{L}\left(\frac{\partial s_{\mathrm{Vf}}}{\partial \xi}\right)_{\xi=0}S$$

对式（5.5）求导并代入，得出：

$$N=\frac{D}{L}(\alpha\tanh\alpha) \qquad S=k_{1\mathrm{Vf}}L\frac{\tanh\alpha}{\alpha}S$$

由此可看到，生物膜内的一级反应可解释为膜外水相中相应的一级反应。通过膜表面的传递反应正好与膜外浓度成正比。

单位表面积反应为：

$$r_{\mathrm{A}}=N=k_{1\mathrm{Vf}}LS\varepsilon, \qquad \varepsilon=\frac{\tanh\alpha}{\alpha} \tag{5.6}$$

单位表面积反应速率为：

$$k_{1\mathrm{A}}=k_{1\mathrm{Vf}}L\varepsilon \tag{5.7}$$

式中 $k_{1\mathrm{A}}$——降低的速率常数；

ε——效率因子。

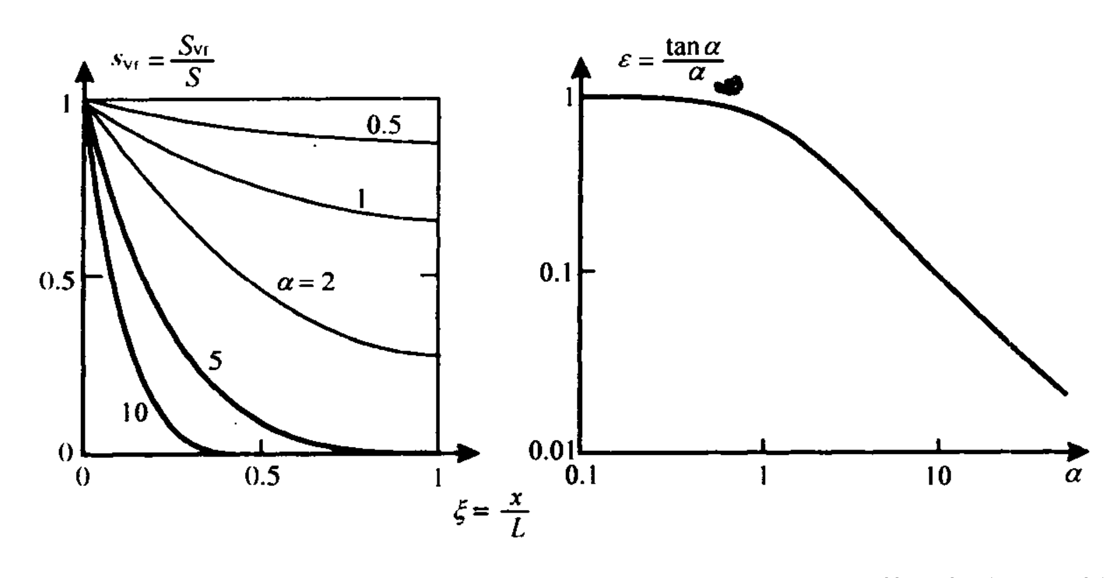


图 5.2 生物膜中发生一级反应的浓度分布及效率因子（效率因扩散传递能力的限制而降低）

如图 5.2 所示，效率因子是表示膜结构与膜扩散的无量纲 α 的函数，若$\alpha<1$，ε ～1.0。效率相当于 100 %，膜完全穿透。若 $\alpha>1$，适用于膜较厚情况。

$$\varepsilon\sim\frac{1}{\alpha}=\frac{\sqrt{\frac{D}{k_{1\mathrm{Vf}}}}}{L} \tag{5.8}$$

式中 $\sqrt{\frac{D}{k_{1Vf}}}$ 的单位为“长度”，可理解为有效扩散路径。

对于厚生物膜：

$$k_{1\mathrm{A}}=k_{1\mathrm{Vf}}L\frac{\frac{\sqrt{D}}{k_{1\mathrm{Vf}}}}{L}=\sqrt{Dk_{1\mathrm{Vf}}} \tag{5.9}$$

2. 零级反应:

零级反应式要简单得多:

$$r_{\mathrm{Vf}} = k_{0\mathrm{Vf}} \tag{5.10}$$

$$\frac{\partial^2 s_{\mathrm{Vf}}}{\partial \xi_2} = \frac{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{DS} \tag{5.11}$$

全积分式为:

$$s_{\mathrm{Vf}} = \frac{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{2DS}\xi^2 + K_1\xi + K_2$$

由表面边界条件得出:

$$\xi=0, \qquad s_{\mathrm{Vf}}=1 \quad \rightarrow \quad K_2=1$$

若所观测的物质能够全部穿透生物膜，则可得出下列边界条件:

$$\xi=1\ , \qquad \frac{\partial s}{\partial \xi}=0 \ \rightarrow \ K_1 = \frac{-k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{DS}$$

$$s_{\mathrm{Vf}} = \frac{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{2DS}\xi^2 - \frac{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{DS}\xi + 1 \tag{5.12}$$

$$s_{\mathrm{Vf}} = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2\frac{\xi}{\beta^2} + 1$$

$$\beta = \sqrt{\frac{2DS}{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}} \tag{5.13}$$

生物膜内浓度分布情况见图 5.3，穿过膜表面的迁移总量为:

$$r_{\mathrm{A}} = N = k_{0\mathrm{Vf}} L$$

相当于生物膜全部有效，这意味着整个生物膜厚度内的去除是遵循零级反应进行的。但这要求部分物质在膜的最深处被去除，说明$\xi = 1$ 时的浓度大于零。结果为: $\beta > 1$

如不符合该条件，则必须改变边界条件:

$$\xi=\xi', \qquad s_{\mathrm{Vf}}=0$$

$$\xi=\xi', \qquad \frac{\partial s_{\mathrm{Vf}}}{\partial \xi} = 0$$

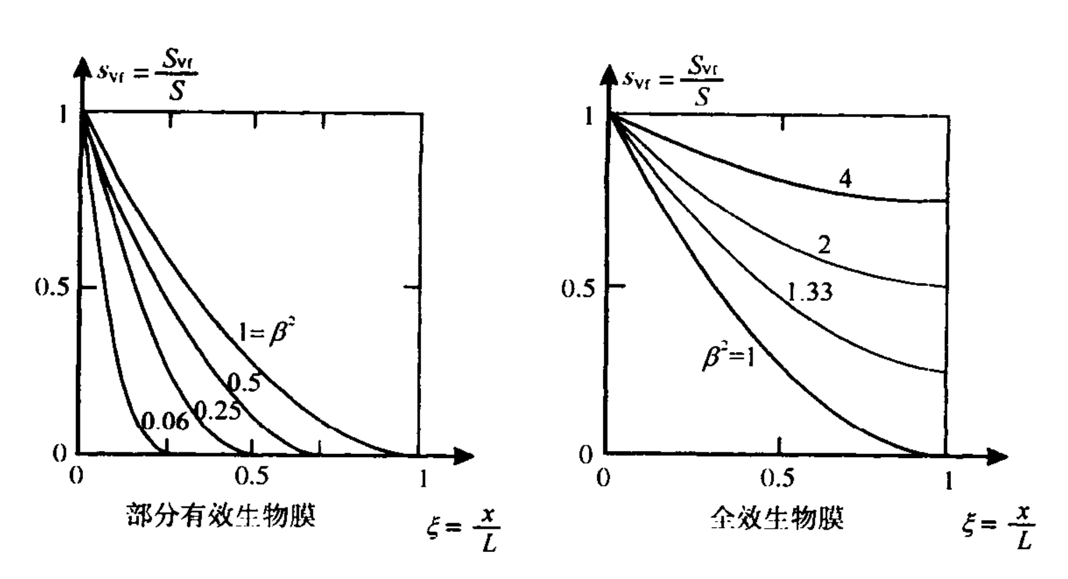


图 5.3 生物膜内发生一级反应的浓度分布

左图：膜内物质无法穿透至膜的深处；右图：膜内物质扩散至深处

由此得出下述解：

$$s_{Vf}=\frac{k_{0Vf}L^2}{2DS}\xi^2-\frac{k_{0Vf}L^2}{DS}\xi'\xi+1$$

$$\xi'=\sqrt{\frac{2DS}{k_{0Vf}L^2}}=\beta \qquad (5.14)$$

$$s_{Vf}=\frac{\xi^2}{\beta^2}-2\frac{\xi\xi'}{\beta^2}+1 \qquad (5.15)$$

式中ξ'是生物膜的有效部分。这种情况下的膜内浓度分布也在图5.3中表示。

式（5.14）表明，无量纲参数 β 表示基质可穿透的相对膜厚，因此β 称为穿透度。

于是，对于通过膜表面的总迁移过程，我们得出：

$$r_A=N=L\xi'k_{0Vf}=\sqrt{2k_{0Vf}D}\,S^{1/2} \qquad (5.16)$$

值得注意的是全效生物膜发生零级反应时，使得膜外水中也发生不依赖于基质 S 的零级反应；部分有效生物膜的零级反应使膜外水中发生半级反应。对于基质的比表面积反应速率，可得出：

全效生物膜：

$$r_A=k_{0A}=K_{0Vf}L$$

部分有效生物膜：

$$r_A=k_{\frac{1}{2}A}S^{\frac{1}{2}}=\sqrt{2k_{0Vf}DS}^{\frac{1}{2}} \qquad (5.17)$$

$$k_{\frac{1}{2}A}=\sqrt{2k_{0Vf}D} \qquad (5.18)$$

有关生物膜零级反应动力学的更为详尽的研究可参见文献[1][2][3][4]。

【例5.1】 生物滤池顶部存在可去除的高浓度溶解性有机物，氧浓度接近饱和值：8 g/m³。有机物和氧扩散进入生物膜，有机物矿化过程的耗氧速率 $k_{0f,O2}=200\,000$ g/(m³·d)。氧的扩散系数设定为 $D_{O2}=1.7\times10^{-4}$ m²/d，见表5.1和表5.2。

生物膜内氧的穿透厚度为：

$$\beta L=\sqrt{\frac{2DS}{k_{0Vf}}}=\sqrt{\frac{2\times1.7\times10^{-4}\times8}{200\,000}}=117\ \mu m$$

如果生物膜厚度小于117 μm，膜将被完全穿透。相反，如果膜厚度大于117 μm，膜被部分穿透，此时，不论厚度多大都是半级反应，氧的反应速率为：

$$k_{\frac{1}{2}A,O_2}=\sqrt{2k_{0Vf}D}=\sqrt{2\times200\,000\times1.7\times10^{-4}}=8.2\ \ g^{\frac{1}{2}}m^{-\frac{1}{2}}d^{-1}$$

$$r_{A,O2}=8.2\times8^{1/2}=23\ g\ O_2/（m^2\cdot d）$$

实际上，生物滤池的生物膜厚度明显大于 117 μm（为 1 mm 级），因此部分穿透和半级反应占优势。

总的生物膜反应模式可归纳如下：

$$一级：\quad k_{1A}=k_{1Vf}L\varepsilon\begin{cases}\varepsilon=\dfrac{\tanh\alpha}{\alpha}\\ \alpha=\sqrt{\dfrac{k_{1Vf}L^2}{D}}\end{cases} \qquad (5.19)$$

$$零级：\begin{cases}\beta>1 & k_{0A}=k_{0Vf}L \\ \beta<1 & k_{\frac{1}{2}A}=\sqrt{2Dk_{0Vf}}\end{cases} \qquad \beta=\sqrt{\frac{2DS}{k_{0Vf}L^2}}$$

总体上来看，3个级别反应之间的关系可通过下面的替代关系得出：

$$k_{0Vf}=k_{1Vf}K_S \tag{5.20}$$

式中 K_S——仅有一级和零级反应，且两者的反应速率相同时的浓度，或者代表莫诺得

动力学饱和常数。

因此有：

$$一级反应：\quad \kappa=\frac{r_A}{k_{0A}}=\frac{k_{1Vf}L\varepsilon}{k_{0Vf}L}S=\varepsilon\frac{S}{K_S}$$

$$零级反应：\begin{cases}\beta>1 & \kappa=\dfrac{r_A}{k_{0A}}=1 \\ \beta<1 & \kappa=\dfrac{r_A}{k_{0A}}=\dfrac{k_{\frac{1}{2}A}S^{\frac{1}{2}}}{k_0A}=\dfrac{\sqrt{2Dk_{0Vf}S^{\frac{1}{2}}}}{k_{0Vf}L}=\beta=\dfrac{\sqrt{2}}{\alpha}\left(\dfrac{S}{K_S}\right)^{\frac{1}{2}}\end{cases} \tag{5.21}$$

其算术表达示于图5.4。显然，$\alpha<2$ 时没有半级反应；$\alpha>2$ 时，半级反应构成一级和零级反应间的一种轻缓过渡。这种轻缓过渡由于与莫诺得模式相类似而经常被混淆。但半级反应表示生物量内的扩散限制，且由扩散路径长度决定，而莫诺得动力学在理论上适用于单个细菌。

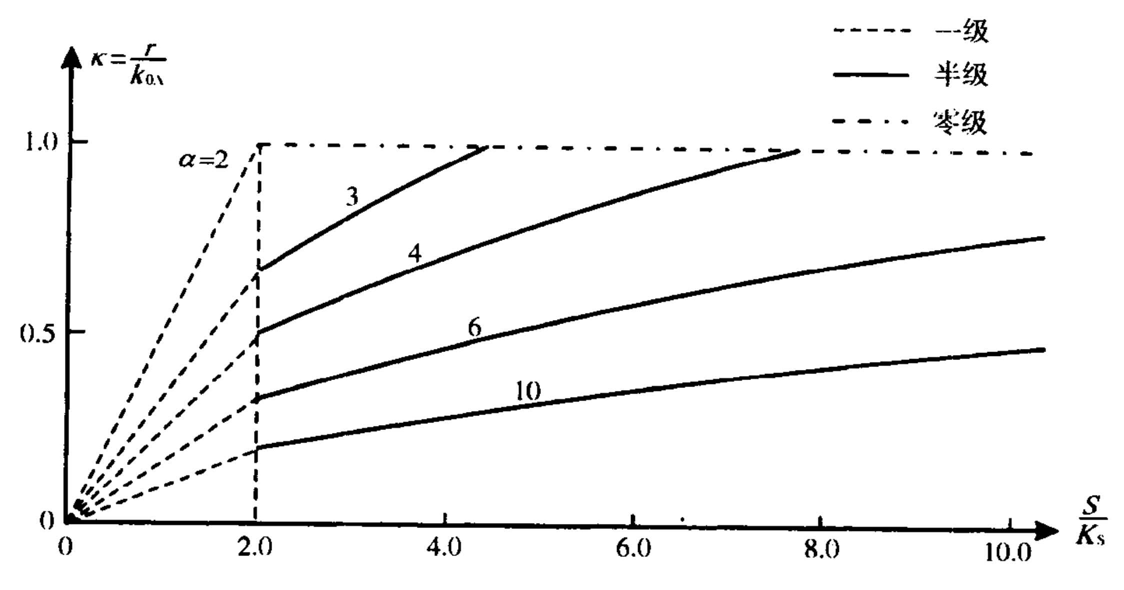


图5.4 生物膜外浓度与反应速率无因次表达式的关系，有三种反应：零级、一级和半级（$\alpha>2$）

【例5.2】 在滤池的出口部分，快速降解有机物浓度降至 10 g/m³。生物膜去除有机物的 K_S = 10 g/m³、k_{0Vf} = 300 kg/(m³·d)，膜厚度为 200 μm，扩散系数为 0.4×10^{-4} m²/d。求反应级数及反应速率。

S/K_S = 10/10 = 1.0

在 S/K_S = 2 处的反应级别发生变化，为一级反应；当 S = 20 g/m³ 时从半级反应变为一级反应，膜内部一级反应速率常数为：

$k_{1Vf} = k_{0Vf} / K_S = 30 \times 10^3 / 10 = 30\,000\ d^{-1}$

估计生物膜仅被轻微穿透，因为：

$$\alpha = L\sqrt{\frac{k_{1Vf}}{D}} = 200\times10^{-6}\sqrt{\frac{30\,000}{0.4\times10^{-4}}} = 5.5$$

$$\varepsilon = \frac{1}{\alpha} = 0.18$$

无扩散限制（ε ～1）的单位表面积去除速率为：

$k_{1A} = k_{1Vf} L = 30\,000\ d^{-1} \times 200 \times 10^{-6}\ m = 6\ m/d$

$r_A = k_{1A} S_{org} = k_{1Vf} L S_{org} = 60\ g/(m^2 \cdot d)$ （无扩散限制）

由于存在扩散限制，去除速率降为：

$k_{1A} = 6 \times 0.18 = 1.1\ m/d$

$r_A = 60 \times 0.18 = 11.0\ g/(m^2 \cdot d)$ （存在扩散限制）

上述关于生物量、尤其是生物膜和生物絮体的扩散反应限制的原理都可以概括为反应级数为 n 的任意反应过程。因此，控制参数通常可写为：

$$\Phi = \sqrt{\frac{(n+1)k_{nVf} L^2 S^{n-1}}{2D}} \tag{5.22}$$

对零级反应可得出：

$$\Phi = \sqrt{\frac{k_{0Vf} L^2}{2DS}} = \frac{1}{\beta} \tag{5.23}$$

对一级反应可得：

$$\Phi = \sqrt{\frac{k_{1Vf} L_2}{D}} = \alpha \tag{5.24}$$

参数Φ称为 Thiele 模数。

5.2 生物膜动力学参数

生物膜中基质的去除是通过生物膜内细菌的反应实现的，其单个细菌的表现与悬浮细菌的表现相同。菌体的增长为：

$$r_{V,XB} = \mu_{max} \frac{S}{S + K_S} X_B$$

式中　　V——可理解为膜内容积。

这是由基质的去除类推而得。对于基质的去除，下列零级和一级反应近似值适用：

$$k_{0Vf} = r_{V,S} = \frac{\mu_{max}}{Y_{max}} X_B \quad , \quad k_{1Vf} S = r_{V,S} = \frac{\mu_{max}}{Y_{max}} \frac{S}{K_S} X_B \tag{5.25}$$

在这些表达式中，可采用已知的活性污泥动力学参数。

与活性污泥不同之处在于生物膜的细菌浓度要高得多。活性污泥系统中的污泥浓度为 2～6 kg VSS/m³。生物膜的污泥浓度为 10～60 kg VSS/m³。因此，可以使用的唯一新参数是扩散系数 D。由于生物膜的扩散系数测定具有不确定性，因此也不可靠。实际上该扩散系数可被认为等于或略低于分子扩散系数，而分子扩散系数可在参考书[5]中查到。表 5.1

给出了纯水中的扩散系数。通常采用 0.8 的折减系数，见表 5.2（这些估值具有不确定性，仅供参考）。但需要强调的是该系数的变化范围很广，取决于生物膜表面结构等因素 [6]。

25℃时纯水中的扩散系数（单位为 10^{-4} m²/d） 表 5.1

基质	D	基质	D	基质	D
O_2	2.1	CH_3COO^-	1.0	NH_4^+	1.7
CO_2	1.6	$C_6H_{12}O_6$	0.6	NO_2^-	0.9
HCO_3^-	1.0			NO_3^-	1.6
CO_3^{2-}	0.4				

生物膜内氧和有机物的扩散系数，化学计算条件及去除率的估算值 表 5.2

基质	D (10^{-4} m²/d)	$u_{O2,S}$（g COD / g O_2）①	k_{0Vf}（kg COD /(m³·d)）
氧	1.7～2.1	—	25～200
醋酸	0.3～0.7	2.1	230～300
甲醇	0.8～4	1.2	4.0～110
葡萄糖	0.1～0.7	2.4	350～550
非特定 COD	0.3～0.6	1.4～2	50～500
非特定 BOD	0.3～0.6	0.8～1.2	25～250

① 与生物的增长有关。

细菌密度不是常数故难以预测，但它随着生物膜生长历程以一种未知的方式变化：低浓度基质上生长的细菌密度大，对于易降解、溶解性有机物则相反。

【例 5.3】 在完全混合的生物滤池中，比表面积为 100 m²/m³，求单位毫米厚度的生物膜 COD 去除量。动力学参数与活性污泥系统（表 3.7）相同：

μ_{max} = 6 d^{-1}；

$K_{S,COD}$ = 20 g COD(B)/m³

Y_H = 0.67 g COD(B)/ g COD(S)

膜上细菌浓度为 40 kg VSS/m³，等于 40 × 1.4 = 56 kg COD(B)/m³

生物滤池内细菌的容积浓度为：

$$X=100\ \text{m}^2/\text{m}^3 \times 1 \times 10^{-3}\ \text{m} \times 40\ \text{kg VSS/m}^3 = 4\ \text{kg VSS/m}^3 = 5.6\ \text{kg COD(B)/m}^3$$

看来生物滤池内的有效生物量不比活性污泥系统的多，比表面积非常大的滤池如流化床滤池内的单位生物量较多。

当滤池内 COD 浓度为 50 g/m³ 时，单位表面积的去除率多大？

这是一个零级反应，因为水中浓度高于 2 倍的 K_S。

$$k_{0Vf} = \frac{6}{0.67} \times 56 = 500\ \text{kg COD/(m}^3\ \text{生物膜} \cdot \text{d)}$$

有机物扩散系数取 0.4 × 10^{-4} m²/d：

$$k_{\frac{1}{2}A} = \sqrt{2k_{0Vf}D} = \sqrt{2 \times 500 \times 10^3 \times 0.4 \times 10^{-4}} = 6.3\ \ \text{g}^{\frac{1}{2}}\text{m}^{-\frac{1}{2}}\text{d}^{-1}$$

$$r_A = 6.3 \times \sqrt{50} = 45 \quad \mathrm{g\,COD/(m^2 \cdot d)}$$

滤池的容积负荷为 $45 \times 100\ \mathrm{m^2/m^3} = 4\,500\ \mathrm{g\ COD/(m^3 \cdot d)}$，相当于高负荷生物滤池（假定氧充足，见例 5.5）。

5.3 水力膜扩散

除了生物膜自身的扩散限制外，实际上基质从液相至生物膜表面的扩散也存在限制。这种传递可按简化的方式采用传递差值与浓度的比值来表示。

$$N = h\,(S - S_g) \tag{5.26}$$

式中　h——传递系数（m/d）。

这种现象类似于动量、热量和质量的传递。有关管道、飞机表面等方面的资料很多，但很难将这些理论用于生物膜，因为生物膜表面结构的流体力学特性没有阐述清楚，工程实践数据也很少。

鉴于水力膜和生物膜中均存在扩散限制，生物膜中零级反应的结果为：

$$N = h(S - S_g) = -D\left(\frac{\mathrm{d}S_{\mathrm{Vf}}}{\mathrm{d}x}\right)_{x=0} \tag{5.27}$$

因为不管是水力膜还是生物膜，其界面的通量是相同的。图 5.5 的曲线表示从液相浓度 S 到生物膜中 $S_f = 0$ 的变化曲线。

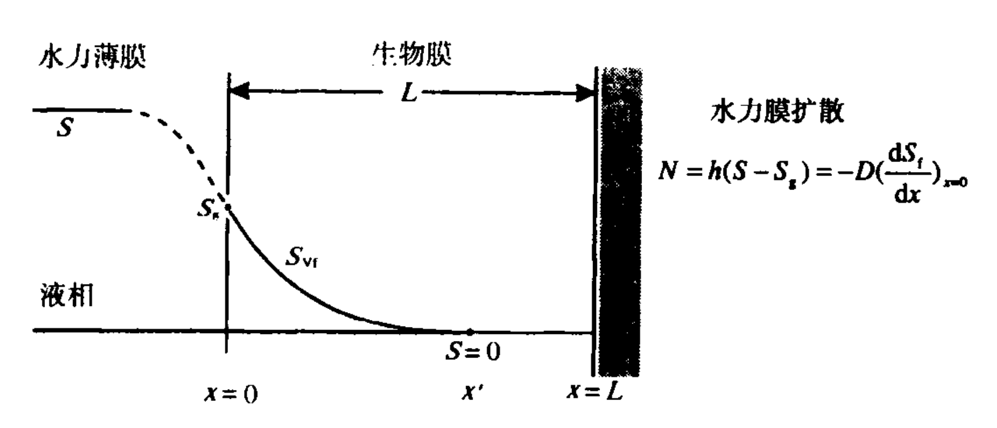


图 5.5　生物膜部分穿透时水力膜和生物膜中的浓度分布

通过生物膜扩散微分方程的积分，得出：

$$s_{\mathrm{Vf}} = \frac{k_{0\mathrm{Vf}} L^2}{2DS}\xi^2 + K_1\xi + K_2$$

式中：$s_{\mathrm{Vf}} = \dfrac{S_{\mathrm{Vf}}}{S_g}$，　$\xi = \dfrac{x}{L}$

边界条件：

$$\xi = 0 \quad \begin{cases} s_{\mathrm{Vf}} = s_g \\ \dfrac{\mathrm{d}s_{\mathrm{Vf}}}{\mathrm{d}\xi} = \dfrac{hL}{D}(s_g - 1) \end{cases} \qquad \xi = \xi' \quad \begin{cases} s_{\mathrm{Vf}} = 0 \\ \dfrac{\mathrm{d}s_{\mathrm{Vf}}}{\mathrm{d}\xi} = 0 \end{cases}$$

h 为水力膜扩散的传递系数，上式的解为：

$$\left.\begin{aligned}\frac{r_A}{k_{\frac{1}{2}A}S^{\frac{1}{2}}}&=\sqrt{1+\frac{1}{4\lambda^2}}-\frac{1}{2\lambda}\\ \text{或}\quad \frac{r_A}{hS}&=\frac{1}{2\lambda^2}(\sqrt{1+4\lambda^2}-1)\end{aligned}\right\}\lambda=\frac{hS}{k_{\frac{1}{2}A}S^{\frac{1}{2}}} \tag{5.28}$$

式中　λ——无量纲数，表示水力膜扩散与生物膜扩散之间的比值，满足：

$$\lambda\to 0 \quad \to \quad r_A\to hS$$

$$\lambda\to\infty \quad \to \quad r_A\to k_{1/2A}S^{1/2}$$

结果示于图 5.6，因此在符合一级反应的单纯水力膜扩散与生物膜的半级反应之间存在一种缓慢的过渡。

对生物膜中的一级反应，可得通量的相应条件：

$$N=h\ (S-S_g)\ =r_A=k_{1A}S_g$$

$$\left.\begin{aligned}\frac{r_A}{k_{1A}S}&=\frac{\lambda}{\lambda+1}\\ \frac{r_A}{hS}&=\frac{1}{\lambda+1}\end{aligned}\right\}\lambda=\frac{h}{k_{1A}} \tag{5.29}$$

但任何情况下反应级别都是一级反应，仅受扩散限制的影响而降低速率。在这种情形下，很难区分这两种扩散限制。

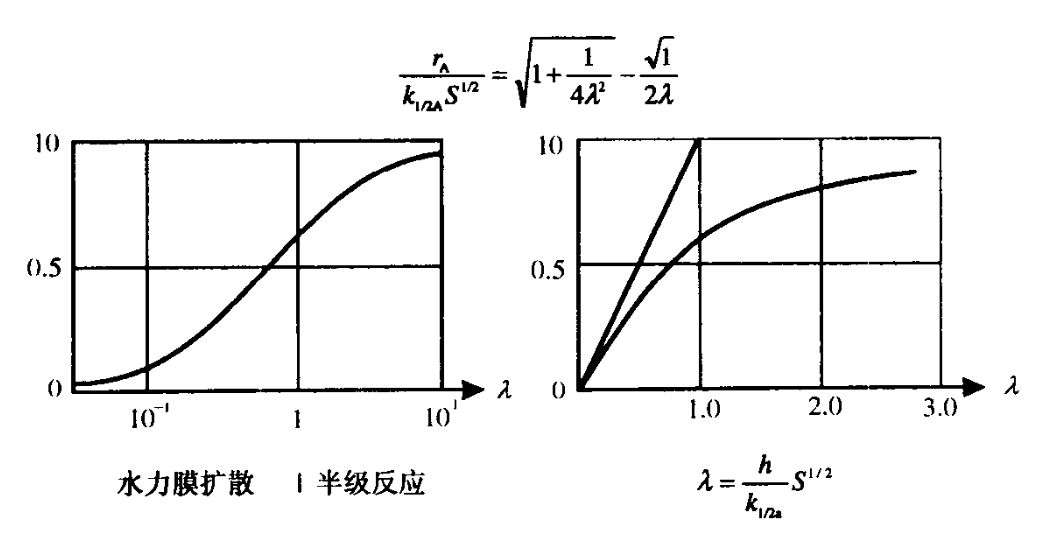


图 5.6　水力主导膜扩散与半级异质生物膜主导反应之间的过渡

【例 5.4】　通过对试验的解释，有必要考虑对水力膜扩散与生物膜扩散限制都其作用的可能性。图 5.7 列出了表示单位表面积硝酸盐去除率的测点，硝酸盐是通过较厚生物膜内的反硝化细菌去除的。显然可得出如下关系式：

$$r_A=0.09\ S^{0.64}$$

因而不同于所预计的半级反应。代入已知数：

$$h=0.15\ \text{m/h}$$

$$k_{1/2A}=0.13\ \text{g}^{1/2}\text{m}^{-1/2}\text{h}^{-1}$$

得出图 5.7 中的实线。S 约为 50 g NO_3^--N/m³，反应为半级反应。因此该指数（n=0.64）可说明数据界于半级反应（n=0.5）与一级反应（n=1.00）之间的过渡区域内。但这些数据没有足够的延伸以清楚地显示出一级反应，因此有时对曲线图进行线性回归。

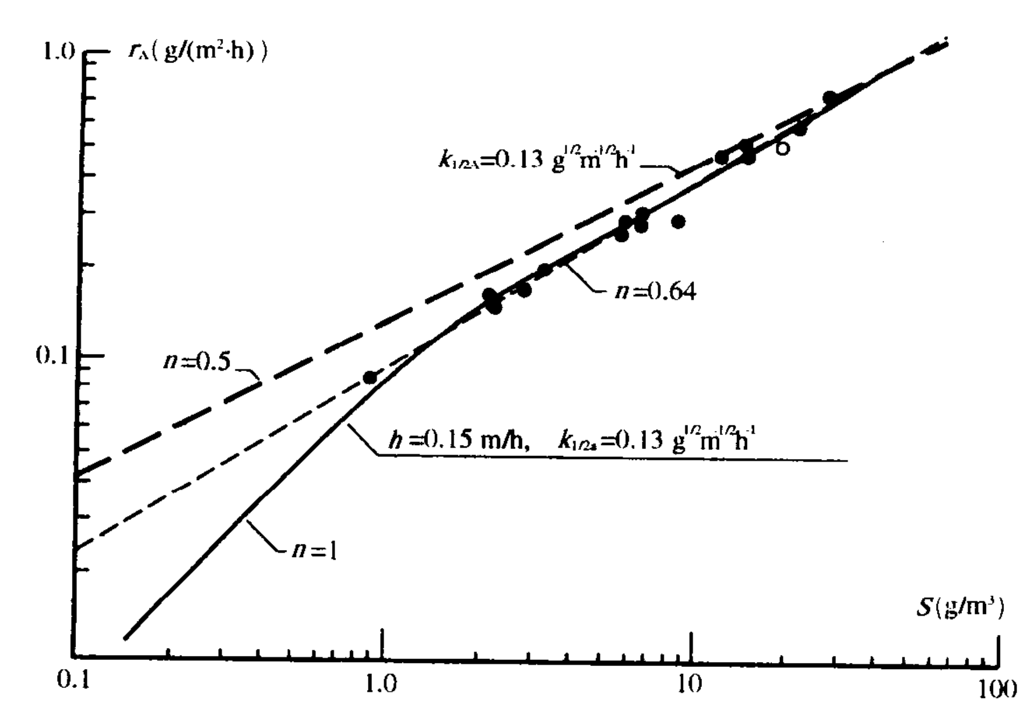


图 5.7 生物转盘中硝酸盐比表面反应速率与水相中硝酸盐浓度的关系

5.4 双组分扩散

生物去除过程几乎都是氧化还原过程，该过程需要两种基质：氧化剂和还原剂，一般为氧和有机物。生物膜反应动力学的一项最重要的研究成果是确定哪种基质对去除起限制作用，这是由这两种基质的扩散速率和去除率控制的。

氧化剂：

$$\frac{d^2S_{Vf,ox}}{dx^2}=\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}}$$

$$S_{Vf,ox}=\frac{1}{2}\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}}x^2+K_{1,ox}x+K_{2,ox}$$

$$x=0 \qquad S_{Vf,ox}=S_{ox}=K_{2,ox}$$

$$x=x_1 \qquad \frac{dS_{Vf,ox}}{dx}=0\ , \qquad K_{1,ox}=-\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}}x_1$$

$$S_{VF,ox}=\frac{1}{2}\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}}x^2-\frac{k_{0,ox}}{D_{ox}}x_1x+S_{ox} \tag{5.30}$$

式中，符号“ox”表示氧化剂，x_1代表生物膜中临界点，超过该点时，由于其中一种基质已经耗尽，反应将中止，见图 5.8。

通过类比，相应得出：

还原剂：

$$S_{Vf,red}=\frac{1}{2}\frac{k_{0,red}}{D_{red}}X^2-\frac{k_{0,red}}{D_{red}}X_1X+S_{red} \tag{5.31}$$

若有足够的还原剂（图 5.8 左图），则 $x=x_1$时氧化剂将被全部耗尽。

$$x = x_1 \qquad S_{\mathrm{Vf,ox}} = 0 \qquad x_1 = \beta_{\mathrm{ox}} L = \sqrt{\frac{2D_{\mathrm{ox}}S_{\mathrm{ox}}}{k_{0,\mathrm{ox}}}}$$

$$r_{\mathrm{A,ox}} = \sqrt{2D_{\mathrm{ox}}k_{0,\mathrm{ox}}}\left(S_{\mathrm{ox}}\right)^{1/2}$$

与前面的限制性基质的方程式相同。

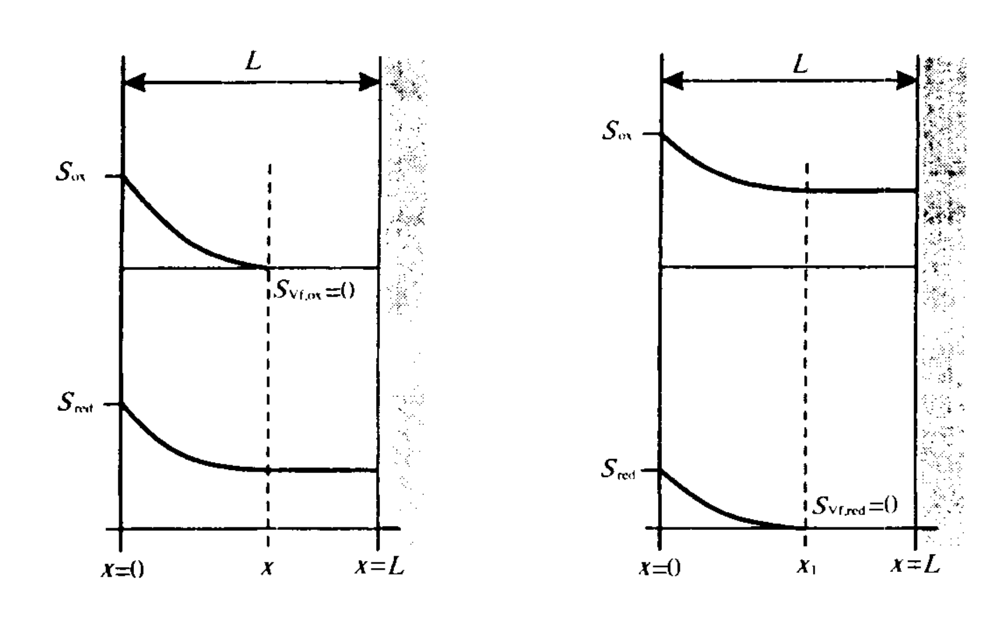


图 5.8 两种组分（氧化剂和还原剂）部分穿透和速率限制示意图

以下得出的是生物膜单位表面积对还原剂的去除速率：

$$r_{\mathrm{A,red}} = k_{0,\mathrm{red}}x_1 = k_{0,\mathrm{red}}\sqrt{\frac{2D_{\mathrm{ox}}S_{\mathrm{ox}}}{k_{0,\mathrm{ox}}}}$$

还原剂的去除受氧化剂穿透程度的限制。虽然还原剂存在于整个生物膜中，但当 $x>x_1$ 时，由于没有氧化剂而不能得到去除（图 5.8 左图）。

生物膜内穿透距离最短的基质即为限制去除作用的决定因素：

$\beta_{\mathrm{ox}} < \beta_{\mathrm{red}}$，则氧化剂成为限制因素；

$\beta_{\mathrm{red}} < \beta_{\mathrm{ox}}$，则还原剂成为限制因素。

$$\frac{\beta_{\mathrm{ox}}}{\beta_{\mathrm{red}}} = \frac{\sqrt{\frac{2D_{\mathrm{ox}}S_{\mathrm{ox}}}{k_{0,\mathrm{ox}}}}}{\sqrt{\frac{2D_{\mathrm{red}}S_{\mathrm{red}}}{k_{0,\mathrm{red}}}}} \overset{>}{\underset{<}{=}} 1$$

综上所述，可得出以下判断式：

$$\frac{S_{\mathrm{ox}}}{S_{\mathrm{red}}} \overset{>}{\underset{<}{=}} \frac{D_{red}}{D_{ox}} \times \frac{K_{0,\mathrm{ox}}}{K_{0,\mathrm{red}}} = \frac{D_{\mathrm{red}}}{D_{\mathrm{ox}}} \times \frac{1}{v_{\mathrm{ox,red}}} \tag{5.32}$$

式中 $\upsilon_{\mathrm{ox,red}}$——化学计量系数。

如果该不等式的符号为“>”，那么还原剂可能成为去除作用的限制因素，反之若为“<”，则由于氧化剂穿透距离最短而成为限制因素。

【例 5.5】 某生物滤池处理污水，假定所含有机物是可溶性的，也就是说，可在生物膜内扩散，进水浓度为 150 g COD/m³，动力学常数的估值（根据表 5.2）为：

$D_{O2} \quad = 1.7\times10^{-4}\ m^2/d$

$D_{COD} \quad = 0.4\times10^{-4}\ m^2/d$

$v_{O2,COD} = 1.7$ g COD/g O_2

对去除速率的控制如下式：

$$\frac{S_{O2}}{S_{COD}} \gtrless \frac{D_{COD}}{D_{O2}} \frac{1}{v_{O2,COD}} = \frac{0.4\times10^{-4}}{1\times7\times10^{-4}\times1.7} = 0.14 \quad g\ O_2/g\ COD$$

若氧浓度小于 0.14 S_{COD}，它将成为去除的限制因素。在进水中，氧浓度小于 0.14 g O_2/g COD × 150 g COD/m^3 = 21 g O_2/m^3，而这大于空气中饱和的溶解氧浓度：10 g O_2/m^3（15°C）。假定滤池末端出水口之前的溶解氧浓度为 2 g O_2/m^3，如果 COD 要成为限制因素，则其浓度应小于 S_{O2}/ 0.14 = 2/0.14 = 14 g COD/m^3。

结论是：滤池中采用氧作为唯一的氧化剂处理溶解性有机物，在大部分滤池容积中氧将成为去除作用的限制因素。

5.5 滤池动力学

对一个给定滤料的滤池，滤池工艺的分析可以分为两个阶段（见图 5.9）：

Ⅰ.确定氧或有机物是否是潜在的限制因素，从而控制去除速率和动力学；

Ⅱ.确定整个生物膜是否具有活性（即是否在整个生物膜中都能找到潜在的限制物质，或者是否仅生物膜的外部去除有机物），这对反应的级数很重要。

计算过程如图 5.9 所示。

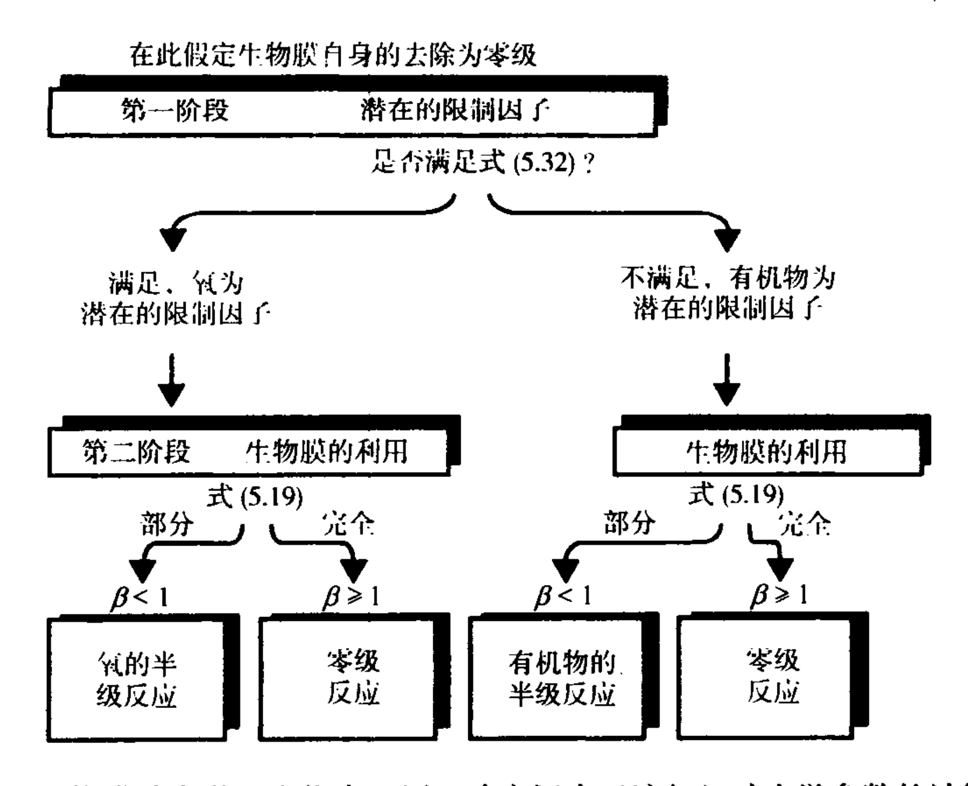


图 5.9 生物膜动力学用户指南，用于确定污水（液相）动力学参数的计算方法

图 5.10 为一个完全混合反应器，其中非均质（多相）工艺过程是在没有水力膜扩散的情况下发生的。三个级数的反应分别为：

零级：

$$r_A = k_{0A}$$
$$S_3 = S_1 - \frac{k_{0A} A_{2*}}{Q} \tag{5.33}$$

半级：

$$r_A = k_{1/2A} S_3^{1/2}$$
$$S_3^{1/2} = \sqrt{\left(\frac{k_{1/2A} A_{2*}}{2Q}\right)^2 + S_1} - \frac{k_{1/2A} A_{2*}}{Q} \tag{5.34}$$

一级：

$$r_A = k_{1A} S_3$$
$$S_3 = \frac{QS_1}{Q + k_{1A} A_{2*}} \tag{5.35}$$

图 5.10 发生非均质（多相）工艺过程的理想混合反应器

注意表达式中完全不包括反应器的容积和停留时间。这些公式可用于完全混合反应器滤池工艺的模拟。例 5.4 中给出的测定数据为完全混合生物转盘的硝酸盐去除结果。

通过合理的近似，可以认为淹没式滤池（即完全淹没在水中的滤池）中的流动状态是推流式。在静态的条件下，对于一个无穷小的单元可以建立以下的平衡：

输入 - 去除 = 输出

$$QS - r_{V,S} A\mathrm{d}y = Q\left(S + \frac{\partial S}{\partial y}\right)\mathrm{d}y \tag{5.36}$$

式中 Q——经滤池的流量；

S——浓度；

A——滤池的横截面积；

$r_{V,S}$——滤池的容积去除率。

$$\frac{\partial S}{\partial y} = -r_{V,S} \frac{A}{Q} \tag{5.37}$$

或无量纲：

$$s = \frac{S}{S_1}, \quad \eta = \frac{y}{H}, \quad HA = V, \quad \theta = \frac{V}{Q}$$
$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -r_{V,S} \frac{\theta}{S_1} \tag{5.38}$$

式中 θ——水力停留时间（相对于一个空滤池）。

当 ω 为单位滤池容积滤料表面积时，$r_{V,S} = \omega r_{A,S}$。在生物膜扩散中可以观察到 $r_{A,S}$ 的 3 种情况。

零级反应：

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -\frac{k_{0V}}{S_1}\theta \tag{5.39}$$

$$s = 1 - \frac{k_{0V}}{S_1}\theta\eta \tag{5.40}$$

$$E = \frac{S_1 - S}{S_1} = 1 - s = \frac{k_{0V}}{S_1}\theta\eta \tag{5.41}$$

式中　　E——处理效率，见图5.11，当然该公式仅适用于：

$$0 < \frac{k_{0V}}{S_1}\theta < 1 \text{ 的情况}$$

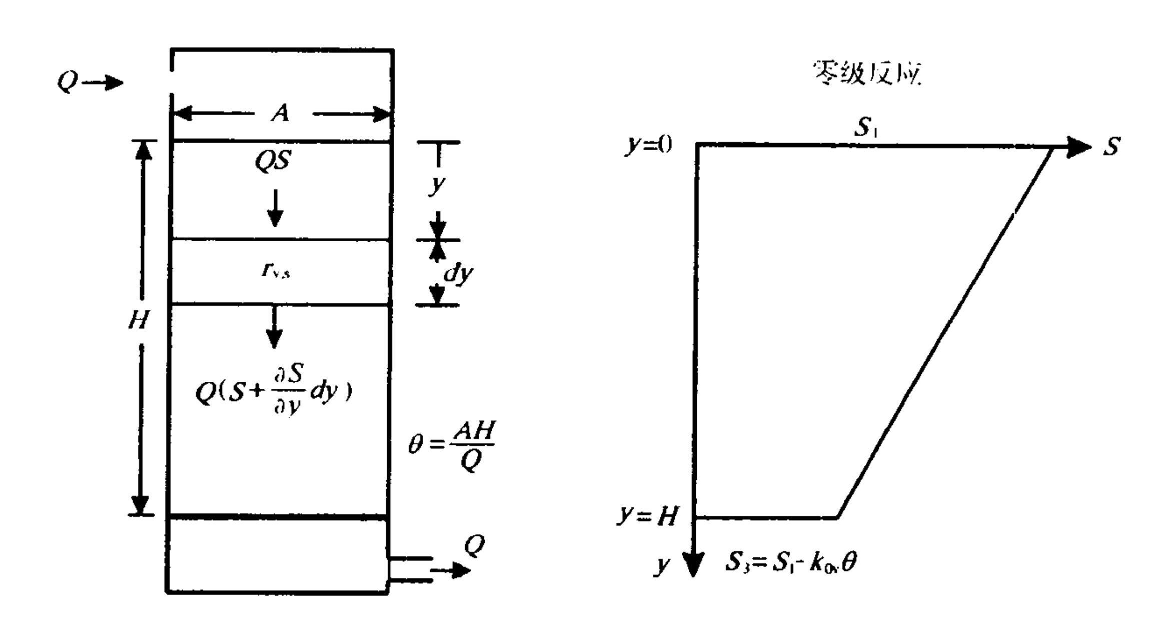


图5.11　发生非均质（多相）工艺过程的淹没式滤池的物料平衡和发生零级反应时滤池内的浓度分布

半级反应：

$$r_V = \omega r_A = \omega k_{1/2} S^{1/2} = k_{1/2V} S_1^{\ 1/2} s^{1/2} \tag{5.42}$$

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -\frac{k_{1/2V}}{S_1^{1/2}}\theta^{1/2} s^{1/2} \tag{5.43}$$

$$s = \left(1 - \frac{1}{2}\frac{k_{1/2V}}{S_1^{1/2}}(\theta\eta)\right)^2 \tag{5.44}$$

$$E = 1 - \left(1 - \frac{1}{2}\frac{k_{1/2V}}{S_1^{1/2}}(\theta\eta)\right)^2 \tag{5.45}$$

一级反应：

$$\frac{\partial s}{\partial \eta} = -k_{1V}\theta s \tag{5.46}$$

$$s = e^{-k_{1V}\theta\eta} \tag{5.47}$$

对于反应速率和进水浓度各自的不同值，每一个表示处理效率和停留时间关系的公式都可以独立使用。然而，具有生物膜扩散的生物滤池的情况较特殊，因为这3种情况都可以在同一滤池的不同液位上发生。在进水中，浓度很高，足以使滤料中的扩散达到生物膜底部（零级反应）。经过了一定处理，浓度降低，意味着部分生物膜有效—半级反应。此后滤池中生物膜外部的浓度会从相对于半级反应的值降到相对于一级反应的数值。整个生物膜反应为速率降低的一级反应，见5.1节。

零级反应到半级反应之间的过渡可直接确定。根据前一节，过渡的标准为：

$$\beta=1 \qquad S_0=\frac{L^2k_{0\mathrm{Vf}}}{2D}\begin{cases}S>S_0 & k_{0\mathrm{V}}=\omega k_{0A}\\ S<S_0 & k_{1/2\mathrm{V}}=\omega\sqrt{2k_{0\mathrm{Vf}}D}\end{cases}$$

从半级反应到一级反应之间的过渡也可相应确定：

$$S_1=2K_\mathrm{S}\begin{cases}S>S_1 & k_{1/2\mathrm{V}}=\omega\sqrt{k_{0\mathrm{Vf}}D}\\ S<S_1 & k_{1\mathrm{V}}=k_{1\mathrm{Vf}}L\varepsilon\end{cases}$$

【例 5.6】 一个高 4 m 的淹没式滤池，塑料滤料的比表面积为 100 m^2/m^3，名义滤速为 1 m/h。污水浓度为 500 g COD/m^3。采用与例 5.3 和 5.5 相同的工艺参数。

不断往淹没式滤池中输送空气，产生有效的曝气，以致整个高度上的水柱中氧浓度为 2 g O_2/m^3。根据例 5.5，当 S_{COD} 降到 14 g COD/m^3 时，从滤池顶部到 S_{O2}/S_{COD}=0.14 g O_2/g COD 的位置，氧为限制因素。

在滤池的上部，去除率为氧浓度的半级反应，然而滤池自身按零级反应考虑，因为认为氧的浓度是恒定的。

$$k_{0\mathrm{V}}=\omega k_{1/2\mathrm{A,O_2}}S_{\mathrm{O_2}}^{1/2}$$

$$k_{1/2\mathrm{A,O_2}}=\sqrt{2D_{\mathrm{O_2}}k_{0\mathrm{f,O_2}}} \tag{5.48}$$

$$k_{0\mathrm{f,O2}}=\frac{\mu_{\max}}{Y_\mathrm{H}}X\frac{1}{V_{\mathrm{O2,COD}}}$$

$$k_{0\mathrm{f,O2}}=\frac{6}{0.67}\times56\times\frac{1}{1.7}=295\ \mathrm{g\ O_2/(m^3\cdot d)}$$

$$k_{1/2\mathrm{A,O2}}=\sqrt{2.1\times7\times10^{-4}\times295\times10^3}=10\ (\mathrm{g\ O_2})^{1/2}\mathrm{m^{-1/2}d^{-1}}$$

$$k_{0\mathrm{V}}=100\times10\times\sqrt{2}=1400\ \mathrm{g\ O_2/(m^3\cdot d)}=2\,400\ \mathrm{g\ COD/(m^3\cdot d)}$$

这相当于高负荷滤池。

（然而，由于氧为去除的限制因素，例 5.3 中的结果不切合实际）。

滤池的负荷为 1 m/h，浓度为 500 g COD/m^3，或 500 × 24 = 12 000 g $COD/(m^2\cdot d)$。滤池在 4 m 之内按 2400 g $COD/(m^2\cdot d)$的速率去除，也即 9600 g $COD/(m^2\cdot d)$。那么剩余量等于：2400 g $COD/(m^2\cdot d)$，对应的出水浓度 2 400/24 = 100 g COD/m^3，因此 COD 不会成为去除的限制因素（100 g COD/m^3>14 g COD/m^3）。

5.6 生物滤池的物料平衡

由于生物膜和足够大的固体（载体）比表面积的存在，生物滤池中的污泥浓度很大，通常没有必要进行污泥回流。由于不需要污泥回流，在某些情况下，我们可以省去二沉池（见第 6 章）。然而，生物滤池出水中的污泥通常需要进行沉淀。这些污泥主要自源于生物膜的脱落和进水悬浮固体。

5.6.1 无回流的生物滤池

生物滤池自身的物料平衡表示如下：

$$Q_1C_1-r_{\mathrm{V,S}}V_2=Q_3C_3 \tag{5.49}$$

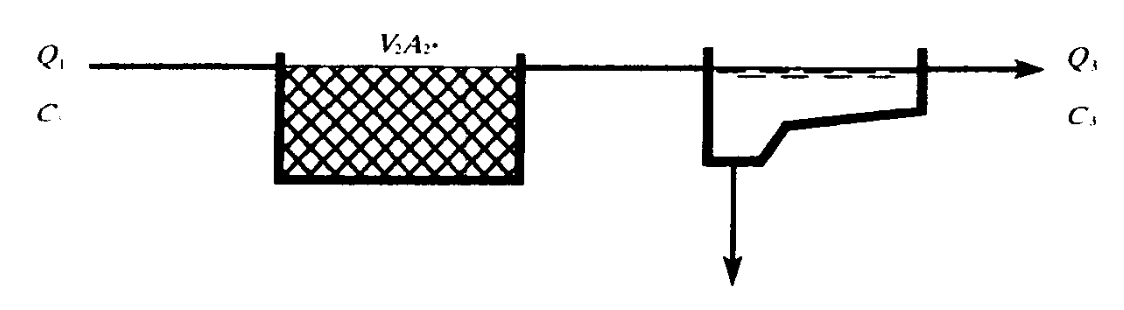


图 5.12 无回流的生物滤池

去除也可以通过污泥浓度 X_2 表示为：

$$r_{V,S}V_2 = r_{X,S}V_2X_2 \tag{5.50}$$

由于 X_2 仅包括活性生物量，而其值通常是未知的，因此，实际应用中通常采用单位载体表面积去除量或单位载体容积去除量来表示速率。

如果按单位载体面积来度量表示去除作用，式（5.5）可表示如下：

$$Q_1C_1 - r_{A,S}A_{2*} = Q_3C_3 \tag{5.51}$$

式中 $r_{A,S}$——单位载体面积的去除速率（例如以 kg COD/(m^2·d)为单位）；

A_{2*}——滤料的总面积（例如 m^2）。

5.6.2 带回流的生物滤池

大多数生物滤池都在滤池上直接进行回流（图 5.13），回流比 R 定义为

$$R = Q_6/Q_1 \tag{5.52}$$

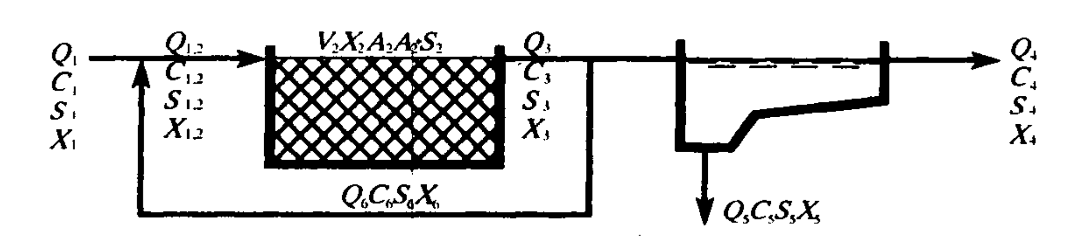


图 5.13 带回流的生物滤池

回流的目的是确保滤池有合适的进水流量。这对大多数类型的生物滤池构筑物是很重要。同时，回流降低了滤池的进水浓度，从而影响工艺过程，既影响反应的级数又涉及到氧是否为限制因素。

表达基质去除的公式与无回流的生物滤池相同，但反应条件受回流的影响。

5.7 生物滤池的概念和定义

在很大程度上，生物滤池的概念和定义与活性污泥系统中使用的一样。

处理效率定义为（见图 5.13）：

$$E = (C_1 - C_4)/C_1 \tag{5.53}$$

与活性污泥系统相似，处理效率包括二次沉淀池的作用。

回流比定义见式（5.52）。

容积负荷定义为：

$$B_V = Q_1C_1/V_2 \tag{5.54}$$

单位时间单位容积增加的物质重量 Q_1C_1 在回流之前的某一位置上计算。容积负荷不会因系统内部的回流而提高。生物膜表面积有两种含义，滤池的横截面积和载体的表面积。后者通常由式（5.55）计算出

$$A_{2*} = \omega V_2 \tag{5.55}$$

式中 ω——载体的比表面积（例如 m^2/m^3）。

横截面积 A_2 用于水力表面负荷的计算。

有机物表面负荷是滤池载体表面负荷的表达。

$$B_{A,C} = Q_1C_1/A_{2*} \tag{5.56}$$

该数值与滤池的动力学条件十分近似。

水力表面负荷（或名义滤池负荷）按图 5.13 的符号定义为：

$$B_{A,V} = Q_{1,2}/A_2 = (Q_1+Q_6)/A_2 \tag{5.57}$$

该参数表示通过生物膜的流量，也表示水力剥蚀，而水力剥蚀是控制生物膜厚度的重要因素（在德国的文献中，Q_1 为白天的流量，例如大型处理厂按 18 h 内的日流量分布来计算，见图 1.6）。

污泥产量 F_{SP} 为单位时间从处理厂排出的污泥量，根据图 5.13，表示为：

$$F_{SP} = Q_5X_5 + Q_4X_4 \tag{5.58}$$

有关污泥产量的更详细情况见第 4 章 4.2 节。此节的论述也适用于生物滤池处理系统。因此，污泥产量可根据式（4.13）计算。

注意：生物滤池中的增长系数与活性污泥处理的增长系数有所区别。剩余污泥量是需要在处理厂内作进一步处理的那部分污泥量，即 Q_5X_5，见图 5.13。

5.8 生物膜法的工艺类型

生物滤池必须能够很好地实现处理污水以去除有机物的 4 种功能。滤池设计应该满足以下要求：

- 工艺所需要的细菌能够附着在载体（滤料）上；
- 污水有效地与附着在载体（生物膜/粘泥）上的污泥相接触；
- 控制生物膜的增长，使之不发生阻塞；
- 提供有机物降解所需要的氧。

无论是石料、木材还是塑料滤料，细菌都能有效地附着在滤料固体的表面。在水和污水处理过程中，对其所需的细菌的附着作用进行工程控制是非常实用的，这与用于工业生产的生物反应器不同，它通常需要谨慎选择细菌的类型。在水和污水处理中，根据实际经验确立的这些条件有利于实现所需工艺的细菌。这也适用于生物滤池：不能附着在表面上的细菌会从系统中流失，这些不能降解所涉及的有机物的细菌缺乏竞争力，见第 3 章 3.1.2 节。这种情况有时会在生物滤池挂膜时造成困难。

为高效去除水中有机物，水必须流经生物膜表面，以不断更新生物膜表面的水。为此，与传统生物滤池（滴滤池）相同，滤料应是固体的，且水要通过滤料，或者象生物转盘一样滤料连续地通过水中。各种处理系统的效率很大程度上取决于生物膜与水的接触。

生物膜增长的控制及其供氧条件将在第5.10.2和5.10.1节中进一步讨论。

5.8.1 普通生物滤池

普通生物滤池是一种传统的生物膜反应器，许多不同类型的普通生物滤池在上世纪就已经采用了。图5.14为具有三相系统的典型普通生物滤池。滤料是静态的，由5～20 cm的石料组成。对其他的物质也作过试验，仅塑料可取代石料而被广泛采用。

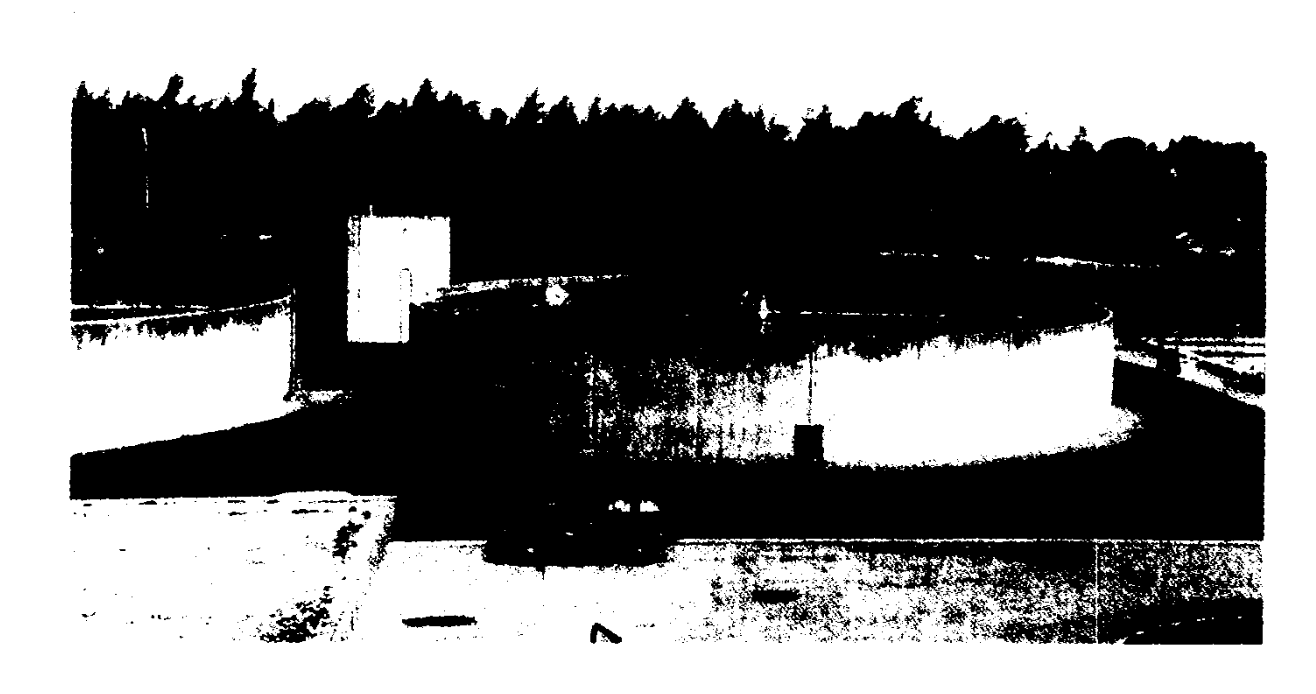




图5.14 普通生物滤池（下图为部分发生堵塞的滤池）

污水喷洒在生物滤池上，并且随着砂石往下流，在其下部收集排出。滤池底部要充分通风，以保证稳定的空气流经滤池。在生物滤池的发展过程中，有人认为滤池需要强制

通风，但是实践证明，滤池中滤料、污水和周围空气的温度变化能确保水从上向下流动的过程出现空气流的不断更新和充氧。生物滤池对细菌的附着，水和生物膜的接触，以及污水的充氧是很有效的。生物滤池中最本质的问题是控制生物膜的增长。这个问题在设计和运行中极为重要。在最老的、低负荷的处理系统中，是由生物控制。生物膜无限制的生长导致局部阻塞。这种阻塞将防碍生物膜的供氧，并导致生物膜的局部腐烂和衰减，直到供氧再度畅通。较高级的水生动物如虫及幼虫等也会导致生物的衰减。这样，滤池成为昆虫、尤其是滤池蝇的繁殖地，它们非常讨厌。因此，低负荷生物滤池未能得到广泛应用。关于这一点需要补充的是，由于低负荷生物滤池占地很大，仅适用于很小型的污水处理厂。

尤其严重的是，如果低负荷生物滤池的负荷增加时（通常是水力负荷与有机物负荷同时增加），会出现比生物衰减速度更快的堵塞。如果负荷增加到一定程度时，会发生新的情况：生物膜的厚度将从生物单独控制过渡到主要由水力脱落作用控制。这就是普通生物滤池还大量存在的原因。在最近几年，由于塑料滤料重量轻，能够产生很大的容积比表面积，故不需大量增加费用，就可以把滤池建得很高，因此普通生物滤池的应用出现了复兴。这些滤池还用于其他高浓度污水的预处理中。

5.8.2 淹没式生物滤池

淹没式生物滤池就是滤料位于水面以下的滤池。在许多具有不同特点的滤池设计中，最重要的特征是静态或可移动的滤料。

1. 静态滤料

图 5.15 在原理上说明了一个滤池的构造。对于设计来说，尤其重要的是：生物膜厚度的控制和水的供氧。就生物膜厚度和阻塞问题而言，仅有两种解决方法：1）使用大颗粒滤料，提供足够的空间和水力条件阻止生物膜增厚。但使用这些滤料不可能获得较大的比表面积，而且构筑物占地较大。2）另一个方法是通过大水量实现滤池的反冲洗。滤料通常由砂石等小粒径材料组成，滤料随高速水流自由旋转。因而生物膜受到滤料的冲刷，正如水厂中传统滤池一样。在装有不可移动滤料的滤池中，通过水流冲刷滤料上的生物膜来实现冲洗效果。

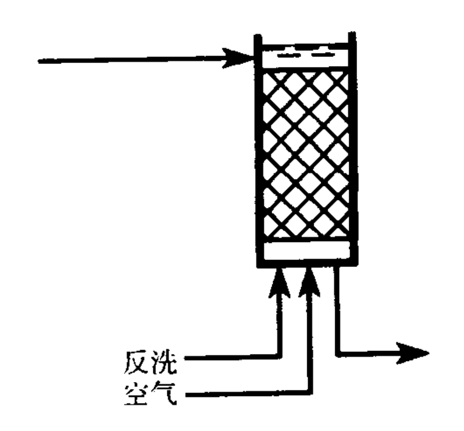


图 5.15 静态滤料的淹没式滤池

在滤池中，由于必须供氧去除有机物，可从滤池底部吹入空气。当气泡上升时，滤池中的水就开始得到氧化。

淹没式固定滤池既可以从顶部又可以从底部进水。我们经常见到以此来描述滤池的特征。但实际上，无论滤池是上向流还是下向流，对其功能来说并不重要。

2. 可移动滤料

填充固定滤料的普通生物滤池和淹没式滤池已为人所熟悉，而填充可移动滤料的滤池则是在70年代开发的。图5.16、图5.17和图5.18从原理上说明3种不同的可能情况。

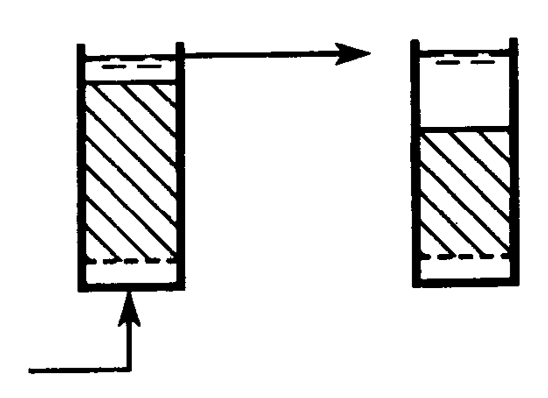


图5.16 运行中和静止中的膨胀床滤池，在运行中滤料层的膨胀一般可达到30%～40%

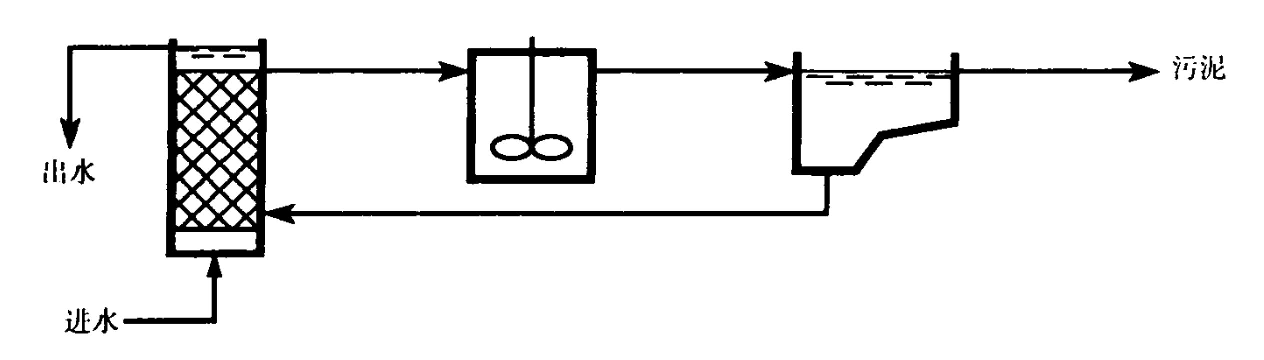


图5.17 运行中的流化床滤池，滤料层100%膨胀

有几种检验生物膜的方法，这里示出的是其中之一：粒子上的生物膜经过激烈搅拌后剥落，经沉淀与载体分离

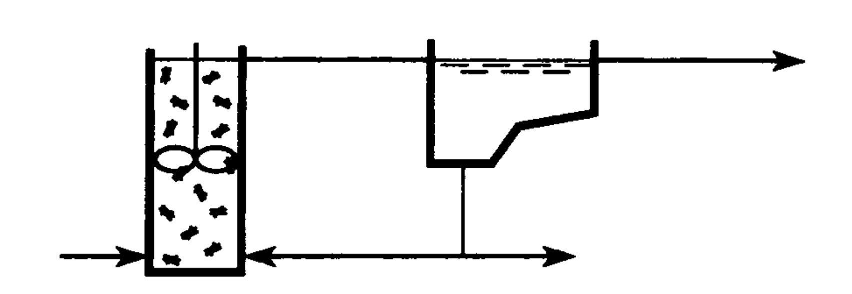


图5.18 带有搅拌的可移动滤料滤池，滤料为固体多孔塑料

上向流通过松散的滤料层（以砂石为代表）时，只要滤料从底部到顶部没有脱开压力梯度的作用，就是一个静态分布的滤料层。如果滤池底部的压力等于上层滤料的重力时，滤料将被托起。每个颗粒之间的接触被破坏并且颗粒变得可移动了。滤池在颗粒刚好相互分开的状态运行，这就叫膨胀床滤池，见图5.16。颗粒相互不断磨擦并且保持着薄层生物膜。目前我们还不具备足够的知识来确定如何在实践中安全控制这种生物膜。

如果上向流超过了刚好托起滤料的平衡点时，滤料将膨胀。对于给定滤速，上向流速和颗粒下沉速率之间的平衡取决于颗粒的密度，给定的速率与膨胀度一致。滤料中的每个颗粒将相互分离并且在紊流中旋转，这叫做流化床滤池，见图5.17。流化可在水和生物膜之间产生一个非常好的水力接触，但无法自动控制生物膜。这需要单独设立，可通过水与覆盖生物膜滤料混合液的分流来完成。流化床滤池是容积效率最高的生物反应器，滤

池中生物量高达 40 kg VSS/m^3。然而在实践中反应器的运行并不简单，我们还没有足够的长期运行经验，但毫无疑问该类滤池很有潜力，将会得到适当的应用。

流化床滤池中的滤料在上升紊流中保持着悬浮状态。当然该紊流在没有上向流时也会发生，因此我们就有了悬浮生物膜反应器，见图 5.18。若与活性污泥系统进行比较，区别仅在于曝气池内有意填加惰性滤料使细菌得以附着。一方面，分离特性的改善要考虑滤料的重量，因为大的生物膜颗粒易于保留在反应器内（由于沉淀速率较大）。另一个方面，为了保证滤料的悬浮，需要向曝气池提供更多的能量才能产生紊流。同时，必须在污水厂的污泥中对所填加的滤料进行处理，这很复杂。在活性污泥系统中人为填加滤料仍处于试验阶段。

5.8.3 生物转盘

早在本世纪初，就进行过一些试验，通过旋转使滤料交替通过水和空气，来解决三相问题。各种介质都使用了，例如将树枝固定在旋转轴上。当今原则上采用塑料，将其用于半淹没式转盘或含有滤料的旋转反应器中，如图 5.19 所示。这些塑料转盘可以做成非常大的比表面积，因而有较大的容积效率。低能耗条件下，转动产生高效曝气和水、膜之间的有效接触，生物膜的厚度由转速控制的紊流来控制。在德国和瑞士，转盘广泛应用于小型处理厂中。在美国，此类装置已在 70 年代开始用于各种规模的污水处理厂中。

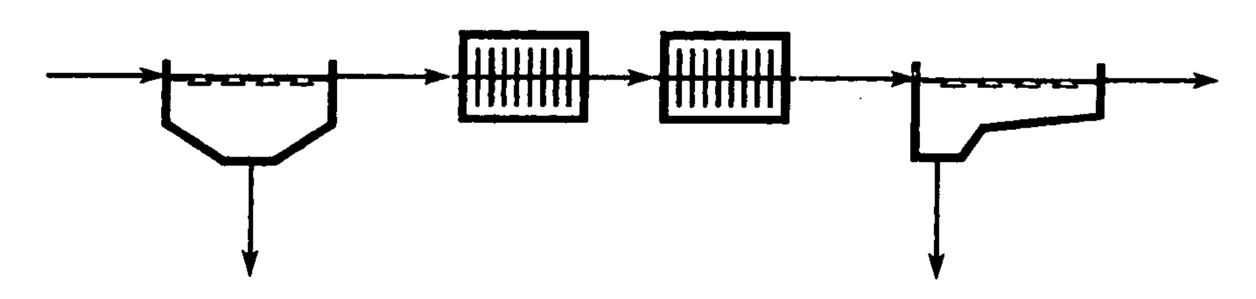


图 5.19 生物转盘，通常分成几组，串联运行

与所有其他生物滤池相似，在进入生物转盘之前需要进行良好的机械预处理

5.9 生物滤池的设计

根据多年来传统生物滤池的运行经验，建立了广泛应用于生物滤池实际设计的一套标准。这套标准可为一般设计阶段确定一个给定生物滤池的水力或有机物负荷的范围。有时这可以与系统的水力停留时间要求相结合。这些标准不是根据工艺现象的任何专门了解制定的，而是根据无数个完全合格的生物滤池的系统经验得出的。这些标准虽然很简单，但值得注意的是，尽管它们很简单，但实际上已使用了几十年。因为各个生物滤池的状态变化如此之大，用如此简单的关系进行表达，无疑会导致设计失误，这将在普通生物滤池和生物转盘部分加以阐述。

5.9.1 普通生物滤池的设计

根据普通生物滤池传统的设计标准，处理效果只取决于有机物容积负荷率和水力表面负荷率。根据这些参数和多年经验制定的德国普通生物滤池设计标准见表 5.3。

采用石料处理一般城市污水的普通生物滤池的容许负荷（德国）[7]　　表 5.3

负荷范围	低	中①	一般	高	单位
有机物容积负荷率	200	200～450	450～750	>750	g BOD/(m³·d)
水力表面负荷率	大约 0.2	0.4-0.8	0.6～1.2	>1.2	m/h
预计处理效率	92 ± 10	88 ± 12	83 ± 15	75 ± 20	%
预计出水浓度	<20	<25	20～40	30～50	g BOD/(m³·d)

① 该负荷范围并不实用，因其易于堵塞。负荷过大，内部生物量的降解无法保持同步。负荷过小，利用水力冲刷控制生物量又得不到保证。

德国的文献[8]论述了以下预期的处理效果：

若 B_V<1 000 g BOD/(m³·d)　　　　$E = 93 - 0.017\,B_V$

式中 E 为处理效率（%）。观测结果有很大的不确定性。以处理生活污水的普通生物滤池沉淀出水为例，对其 24 h 复合水样分析的结果表明，当 B_V = 400 g BOD/(m³·d)时，浓度在 5～20 g BOD/m³；当 B_V =100 g BOD/(m³·d)时，浓度在 20～50 g BOD/m³ 范围内。

建议依据 B_V = 400 g BOD/(m³·d)，0.5 m/h < $B_{A,V}$ < 1.0 m/h 和 R<1.0 进行设计。对于塑料滤料普通生物滤池，推荐 B_A = 4 g BOD/(m³·d)，0.8 < $B_{A,V}$ < 1.8 m/h，100 < ω < 200 m³/m² 且 R<1。在这些负荷范围内不会发生硝化作用。

表 5.3 的经验数据仅适用于成分较为单一的普通城市污水。在很多文献中可以查到这些数据，所有这些处理效果的曲线（无论是以处理效率表示还是以出水浓度表示）都具有分布范围很广的特点。这说明这些简单的负荷标准无法考虑在实际中发生的许多特殊情况，例如前面提到的基本条件：滤料，表面积，进水浓度和有机物的特殊组成都没有考虑到。虽然这些标准已成为许多大规模普通生物滤池成功设计的依据，但我们必须对上述负荷标准的不加鉴别使用持谨慎态度。

【例 5.7】 直径为 10 m、高为 2 m 的普通生物滤池，其负荷为 235 m³/d 的生活污水和工业废水的混合污水。BOD 的浓度为 500 g/m³。求其容积负荷率和所需要的回流。

根据式（5.54），容积负荷率为：

$$B_V = Q_1 C_1 / V_2 = Q C_1 / (\pi r^2 h) \tag{5.59}$$

代入已知数值，得出：

$$B_V = (235\ \mathrm{m^3/d}) \times 500(\mathrm{BOD/m^3}) / (\pi \times (5\mathrm{m})^2 \times 2\mathrm{m})$$

$$B_V = 748\ \mathrm{g\ BOD/(m^3 \cdot d)}$$

因此滤池处于一般负荷和高负荷之间的临界点上。

根据表 5.3 的水力表面负荷率要求（估计为 1.2 m/h）确定所需的回流量。

所需的回流量 Q_6 可由式（5.57）确定：

$$B_{A,V} = (Q_1 + Q_6) / A_2 \tag{5.60}$$

代入已知数值，得：

$$1.2\ \mathrm{m/h} \times 24\ \mathrm{h/d} = (235\ \mathrm{m^3/d} + Q_6) / (\pi \times (5\mathrm{m})^2)$$

$$Q_6 = 2\,027\ \mathrm{m^3/d}$$

即，回流比 $R = Q_6/Q_1 = (2\,027\ \mathrm{m^3/d}) \times (235\ \mathrm{m^3/d})^{-1} = 8.6$

这是一个高回流量。从表 5.3 中看出，所需的水力表面负荷率以及回流随有机物容积

负荷率的增加而增加。对于高浓度工业废水，回流要求可能很不实际。因此塑料滤料越来越受欢迎，因为滤池可以建得很高而不需增加大量费用。由于使用大孔隙滤料可以防止阻塞，这些滤池也就不需要相当大的水力负荷。另一方面，低浓度出水一般不多见，因此塑料滤料通常只用于预处理中。

5.9.2 生物转盘的设计

生物转盘的一些标准是说明不同负荷标准的好例子。表 5.4 列出了用于北美和欧洲的推荐负荷。很明显，推荐负荷并不一致而且变化相当大：5～26 g BOD/(m^2·d)，同时也表明较优化的数据是由公司提供的。应注意的是容许负荷是用盘的表面积 m^2 来表述的，对处理效果而言，在理论上，比用转盘转动的反应器容积 m^3 来表述要更好。

生物转盘装置的容许负荷（适用于 15℃下一般城市污水） **表 5.4**

建议负荷（g BOD/(m^2·d)）	年	参考文献
14	1974	Steels [9]
8.5	1978	Murphy 和 Wilson [10]
26	1976	Autotrol Corp. [11]
13	1977	Envirodisc Corp. [12]
4.9	1974	Ontario Ministry of Environment [13]
8–10	1980	Abwassertechnische Vereinigung [14]

注：出水≤15 g BOD/m^3，进水 BOD 基于每日的测定数据。

转盘上的生物膜由转速进行调节，通常要求盘的线速度不小于 0.3 m/s。对盘间距也有一个最小值的要求，通常为 1.5～2.5 cm。

5.9.3 其他类型生物滤池的标准

淹没式滤池还没有得到普遍使用，因此得不到关于负荷的推荐值。流化床滤池的最大容积负荷可以是 10 kg BOD/(m^3·d)。

5.9.4 处理溶解性有机物的生物滤池的设计

现在还没有建立在生物膜理论上的有机物去除的生物滤池设计标准。在本章的第一部分，对于如何设计去除污水中有机物的生物滤池提出建议。设计分为 4 个阶段。（第Ⅰ、Ⅱ阶段的计算程序见图 5.9）。

第 0 阶段：确定生物膜本身的反应级数。一般为零级反应。

第Ⅰ阶段：用式（5.32）计算，确定潜在的限制因素是氧还是有机物。

第Ⅱ阶段：计算生物膜是全部具有活性（$\beta \geq 1$）还是仅部分具有活性（$\beta < 1$）。通常我们发现生物膜仅部分具有活性，即（$\beta < 1$）。

第Ⅲ阶段：通过物料平衡计算滤池中的去除，例如式（5.50）。对于一个完全混合生物滤池，有机物去除率 $r_{A,S}$ 或氧的去除率 $r_{A,O2}$ 用以下 4 个公式之一进行计算。

如果$\beta \geq 1$，基质的消耗：

$$r_{A,S} = k_{0Vf,S}L \tag{5.61a}$$

或采用氧的消耗：

$$r_{A,O2}=k_{0Vf,O2}L \quad (5.61b)$$

$$k_{0Vf,O2}=k_{0Vf,S}/v_{O2,S} \quad (5.61c)$$

对$\beta<1$，有机物为限制因素：

$$r_{A,S}=(2D_{S,2}k_{0Vf,S}S_2)^{1/2}=k_{1/2A,S}S_2^{1/2} \quad (5.61d)$$

对$\beta<1$，氧为限制因素：

$$r_{A,O2}=(2D_{O2,2}k_{0Vf,O2}S_{O2,2})^{1/2}=k_{1/2A,O2}S_{O2,2}^{1/2} \quad (5.61e)$$

对有机物为限制因素的生物滤池，有机物的物料平衡为（符号见图 5.13）：

$$Q_1C_1-k_{1/2A,S}S_2^{1/2}A_{2*}=Q_4C_4+Q_5C_5 \quad (5.62)$$

有机物和氮去除的半级反应速率常数见表 5.5。

生物滤池半级反应速率常数[14][16][24][25][26][27]　　表 5.5

工艺过程	设备	基质	$k_{1/2A}$ ($g^{1/2}m^{-1/2}d^{-1}$) ①
有机物氧化	试验室转盘	醋酸	3.5～6.2
		氧	3.2～4.1
	-	甲醇	1.4～1.8
	-	氧	4.2
	-	葡萄糖	3.2～3.8
	-	氧	3.3
硝化	转盘	铵盐	1.5
	-	氧	3.8
	试验室滤池	氧	1.4
	试验室转盘	铵盐	5.6
	-	铵盐	4.5
	-	亚硝酸盐	5.1
反硝化	-	甲醇	2.8～5.4
	-	硝酸盐	0.6～3.7
	-	硝酸盐	3.1

① $k_{1/2A,S}=(2D_{S,2}k_{0Vf})^{1/2}$。

【例 5.8】 每天处理 100 m^3 工业废水的生物滤池，废水中含有 500 g/m^3 的醋酸 HAc。为实用起见，每个单元滤池按 500 m^2 表面积进行建造，经检验表明在满负荷下水中的氧可保持在 4 g/m^3。完全混合反应器中的生物膜非常厚，且认为是部分穿透，$k_{1/2A,O2}=3.5$ $g^{1/2}m^{-1/2}d^{-1}$。为了使出水浓度低于 2 $K_{S,HAc}$ 需要多少个滤池？其中 $K_{S,HAc}=2$ g HAc/m^3。

根据前面的例子，在第 1 单元滤池中，去除将由氧控制：

$$r_{A,O2}=3.5\ g^{1/2}m^{-1/2}d^{-1}(4\ g\ O_2/m^3)^{1/2}=7\ g\ O_2/(m^2\cdot d)$$

$$r_{A,O2}A_2^*=7\times500=3\ 500\ g\ O_2/d$$

根据例 3.2 得出的生物去除 HAc 的化学计量条件为：1 mol HAc～60 g HAc 消耗 0.9 mol O_2～$0.9\times32=29$ g O_2

因此：

$$v_{O2,HAc} = 60\ g\ HAc/29\ g\ O_2 = 2.1\ g\ HAc/g\ O_2$$

并且：

$$r_{A,HAc}A_{2*} = 3\,500 \times 2.1 = 7.3\ kg\ HAc/d$$

有机物量 $C_1 = S_1 = 500\ g/m^3$

$$Q_1C_1 = 100 \times 500 = 500\ kg\ HAc/d$$

因此至少要建造 7 个单元串联运行的生物滤池。因 HAc 的浓度大于限制速率的极限值，所以前 6 个单元运行情况相同：$6 \times 7.3 = 44$ kg HAc/d 得到去除，尚有 6 kg HAc/d 的醋酸未去除，相当于 60 g HAc/m^3 的进水浓度。

在第 7 单元中，HAc 成为速率限制因素。

$$k_{1/2,Hac} = (2D_{HAc}k_{0Vf,O2})^{1/2}$$

$$k_{1/2,O2} = (D_{O2}k_{0Vf,O2})^{1/2}$$

$$\frac{k_{0Vf,HAc}}{k_{0Vf,O2}} = v_{O2,HAc} = 2.1\,gHAc/gO_2$$

$$\frac{k_{1/2,HAc}}{k_{1/2,O2}} = \left(\frac{2D_{HAc}k_{0Vf,HAc}}{2D_{O2}k_{0Vf,O2}}\right)^{1/2} = \left(\frac{D_{HAc}}{D_{O2}}v_{O2,HAc}\right)^{1/2}$$

$$D_{HAc} = 0.7 \times 10^{-4}\ m^2/d$$

$D_{O2} = 1.7 \times 10^{-4}\ m^2/d$，见表 5.2

$$k_{1/2,HAc} = k_{1/2A,O2}\left(\frac{D_{HAc}}{D_{O2}}v_{O2,HAc}\right)^{1/2} = 3.5\times\left(\frac{0.7}{1.7}\times 2.1\right)^{1/2} = 3.3\,(g\ HAc)^{1/2}m^{-1/2}d^{-1}$$

HAc 的物料平衡为：

$$QS_1 - r_{A,HAc}A_2^* = QS_3$$

$$6\,000\ g\ HAc/d - 3.3 \times 500S_3^{1/2} = 100\ S_3$$

得计算结果：

$S_3^{1/2} = 3.1$（或 $S_3^{1/2} = -19$）

$$S_3 = 9.6\ g\ HAc/m^3$$

根据该浓度，HAc 将成为去除的限制因素：

$$\frac{D_{red}}{D_{ox}v_{ox,red}} = \frac{0.7}{1.7\times 2.1} = 0.20$$

$$\frac{S_{ox}}{S_{red}} = \frac{4\,g\,O_2/m^3}{9.6\,g\,HAc/m^3} > 0.20\,g\,O_2/g\,HAc$$

注意：还原剂仍为限制因素，见式（5.32）。当 $S_{HAC} < 4/0.20 = 20$ g HAc/m^3 时，HAc 为限制因素。

当浓度仍高于 $2K_S$ 时，需要第 8 个单元的生物滤池。在第 8 个单元中，当浓度小于 $2K_S = 4$ g HAc/m^3 时，采用一级反应进行去除。由式（5.20）得出：

$$k_{1Vf,HAc} = k_{0Vf,HAc}/K_{S,HAc} = \frac{k_{1/2,HAc}^2}{2D_{HAc}K_{S,HAc}}$$

$$k_{1Vf,HAc} = \frac{3.3^2}{2\times 0.7\times 10^{-4}\times 2} = 3.9\times 10^4\ d^{-1}$$

当生物膜非常厚时，我们从式（5.9）得出：

$$k_{1A,HAc}=\sqrt{D_{HAc}k_{1Vf,HAc}}=(0.7\times10^{-4}\times3.9\times10^{4})^{1/2}=1.7\ m/d$$

物料平衡：

$$QS_1-k_{1A}A_2{}^*S_3=QS_3$$

$$960\ g\ HAc/d=(1.7\times500+100)\ S_3$$

$$S_3=1\ g\ HAc/m^3$$

5.10 有关生物滤池的技术条件

下面简要讨论一些重要的条件。这些条件对生物滤池的运行很重要，主要包括：

- 曝气；
- 生物膜的增长和脱落。

5.10.1 生物滤池曝气

如上所述，生物滤池的供氧比其他生物处理系统更重要，因为供氧不仅在化学计量上具有决定意义，而且通常还控制着反应速率。可以采用下面这些类型的曝气：

1. 回流部分单独曝气

这类曝气与活性污泥系统相比并无区别，可以直接应用活性污泥理论[15]。

2. 滤池内部曝气

该类曝气的理论在原则上与活性污泥没有区别，但滤料的存在会产生一定的影响。

3. 生物膜曝气

生物转盘内的滤料由生物膜表面的一层薄薄的水膜覆盖着，因此氧从空气转移到生物膜的条件非常特殊，有关该问题更详细的资料见文献[16]。

5.10.2 生物膜的生长和脱落

生物膜依靠细菌在固体滤料上附着和生长。从技术上讲，最好在增长和脱落相互平衡中稳定发展。无论这些条件何等基本，事实上除了技术经验外，对这些条件的了解甚少。

1. 附着

实际上，细菌可以附着在任何表面上——它们有附着的特性——无论何种类型的表面（除非采取抵制措施，例如海洋涂层）。生物膜的驯化简言之就是介质与水接触，在本例中是与污水接触。实际上，在好氧条件下培养具有某种功能的生物膜大约需要 14 d。在经过早期生长的表面上开始生物膜的培养驯化比在完全干净的表面上快。培养驯化是有选择的，不能附着的细菌将直接从滤池中冲走。对于特殊的物质和工艺过程，驯化可能是一个大问题。

2. 生物膜的类型

生物膜的特征当然是由形成生物膜的细菌特征决定的。没有有效的方法来考察微生物种类和生物膜特征的关系，仅能够归纳两种通常出现的生物膜：质密膜和丝状膜。质密膜是易于附着和不可移动的生物膜，在理想状态下拥有一个平而光滑的表面。对于这类生物膜，如前面关于生物膜动力学的描述那样，其降解的理论性描述都有清楚的实验数据支持。

丝状生物膜由丝状细菌控制，它们互相联结形成细丝附着在滤料上，典型的有 *Chlamydobacteriales*，*Sphaerotilus Natans*（丝状菌也可在重污染的水流中以真菌的名义为人所知）。在极端条件下，这类生物膜能形成一个菌丝垫层随水流移动。并能够在细丝附近引起紊流运动，这就是基质进入生物膜比分子扩散剧烈的原因。因此在浓度低于按生物膜动力学计算的浓度时，这些生物膜可根据零级反应去除物质。

生物膜中细菌的密度对于去除率来说起决定性作用。令人感兴趣的是承担工艺过程的细菌量。用测量方法很难确定细菌量，但可以利用活性污泥系统中测定细菌的同样方法，按总生物量的一部分进行计算。总量的变化范围为：10～100 kg VSS/m^3，但测定数据主要在 40～60 kg VSS/(m^3·d) 范围内。

3. 生物膜的脱落

有机物的去除与细菌的不断增长使生物膜增厚。若由于生物膜脱落不能保持平衡，其结果必然会造成阻塞。下面的条件对脱落很重要，有意或无意地在工程上作为生物膜控制的一部分：

- 生物膜表面经过不断的水力冲刷，导致其外层不断地脱落。其极端情形是在流化床滤池回流中的生物膜从砂石滤料中全部脱落，这是由于搅拌器在反应器中产生很大的紊流。为控制生物膜脱落，根据经验用普通生物滤池的水力负荷和转盘的转速来进行调节，但水量不足以大到可使生物膜自行脱落。其他因素也会使膜脱开，所以生物膜得以凭借水力而脱落；
- 生物膜底部的老化细菌的降解会使附着力减弱。实际上生物膜厚度往往增长到只有部分膜容许基质穿透。在好氧滤池中由氧控制反应速率，生物膜的底部会出现厌氧，从而使底部的细菌衰减，并破坏附着力。如果破坏很严重，膜由于水力的冲刷作用会从少部分面积上全部脱落；
- 生物膜底部的过饱和与气泡的形成也会破坏附着力。例如厌氧条件下的甲烷的产生和反硝化中氮的产生。

在后两种情况中，生物膜完全脱落。滤料上裸露的部分开始生长新的膜。滤池处于不断的脱落和再生长的状态下。因此实际上无法规定一个可适用于全部生物膜的厚度。

一个特殊的现象是滤池中细菌群上的大动物。对此了解甚少，但这问题无疑又很重要，它反映在普通生物滤池中生物群的季节性变化以及硝化系统中生物膜的突然变化[17]。一个传统生物滤池在早春季节会产生大量生物群，使堵塞的风险相应提高。

5.11 颗粒性有机物的去除

正如前面章节讨论的一样，目前我们还没有一种假设可适用于去除不能扩散到生物膜的有机物。在得出这种假设之前，我们不得不依据经验负荷标准，但新的认识正在探索中。

应对两类物质加以区别：（1）可扩散；（2）不可扩散。

可扩散指的是基质可以通过分子扩散进入生物膜。虽然不存在一个十分精确的化学分析的界限，但真正的可溶性物质如氧、醋酸、甲醇和葡萄糖明显属于可扩散型，而通过滤膜过滤的悬浮固体（GF/A 滤膜，孔径为 1～1.6 μm）肯定属于不可扩散型。在这个问

题上，传统上将能够通过上述滤膜的物质称为“可溶的”（第1章）是不正确的。

在城市污水中大部分有机物能通过 1～1.6 μm 的滤膜，但它们并非真正可溶。

分子量小于 10^3 的物质能通过细胞膜被细菌吸收，对生物膜的扩散限制还不清楚。城市污水中 40%～80%的 COD 是大于 0.1 μm 的颗粒[18]。很少发现粒径在 0.01～0.1 μm 的物质。但很大一部分粒径在 0.1～1 μm 的颗粒不包括在悬浮固体内，而包括在不能扩散到生物膜内的“可溶”部分。

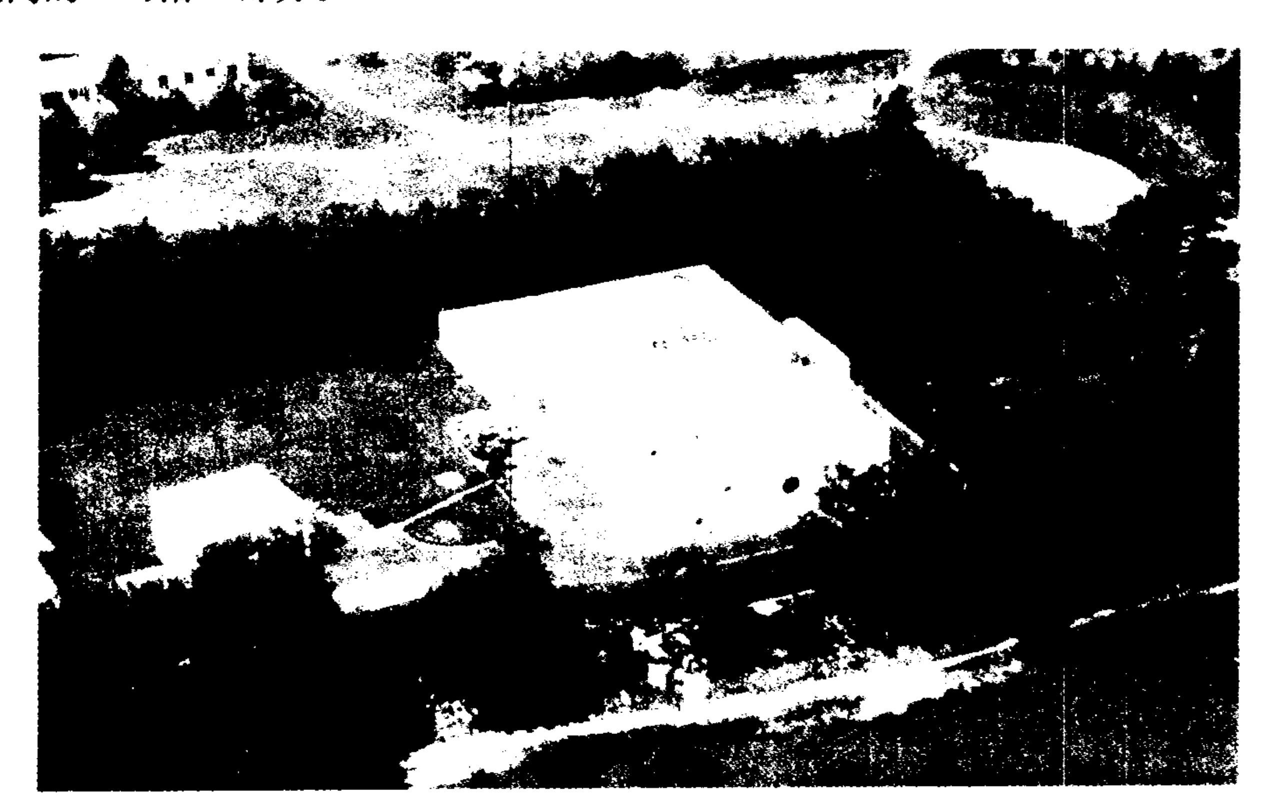


图 5.20 实际生物滤池必须能够去除颗粒性有机物

图为法国 Meyzieu 的生物滤池处理厂（Biocarbone）

图 5.21 所示的是 Lyngby（丹麦）城市污水中的有机物浓度，采用不同分析方法所得的结果。

去除不可扩散物质的条件就是以扩散形式进行细胞外降解，之后扩散到生物膜中去，在那里进行氧化。细胞外降解的学名为水解（见第3章3.2.2节）。

在生物膜反应器中，有两种不同的水解机理：

颗粒吸附：根据该理论颗粒将会被吸附在生物膜的表面。这可以通过由水流到表面的扩散，通过沉淀和截留到粗糙（或丝状）生物膜表面[20]来实现。这仅是一个定性的推测。我们对动力学既没有验证也没有可运用的公式来表示。

外部水解：生物膜将胞外酶释放到水体中发生水解，此后水解产物扩散到生物膜并在那里被降解。已用不可扩散物质（淀粉）对该机理进行了实验性论证，而且获得了动力学公式，见下面简化的介绍：

在完全混和反应池中不可扩散物质的平衡（以淀粉为例）：

$$QX_{R,1} = r_{V,XR}V_2 + QX_{R,3} \tag{5.63}$$

式中 X_R——不可扩散物质；

$r_{V,XR}$——反应器中容积水解速率。

该工艺假定对 X_S 和 S_E 而言（水流中酶的浓度）为一级反应。

$$r_{V,XR} = k_E S_{E,2} X_{R,2} \tag{5.64}$$

式中 k_E——水解常数。

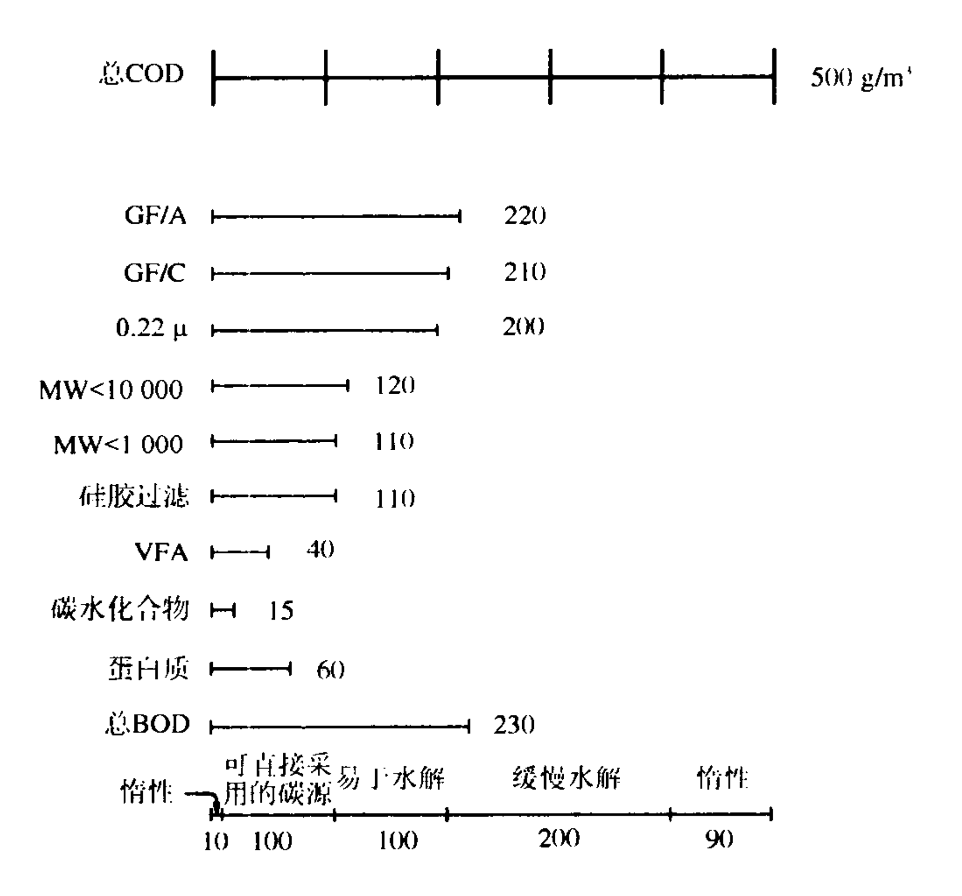


图 5.21 原污水中 COD 的组成（单位均为 COD/m^3）

酶在生物膜上以单位生成速率 $r_{A,E}$ 产生。假定进水中没有大量的酶，反应器内也没有去除酶。则导出以下酶的物料平衡：

$$Q_1 S_{E,2} = r_{A,E} A_{2*} \tag{5.65}$$

在一个完全混合反应器中，$X_{R,2} = X_{R,3}$，$S_{E,2} = S_{E,3}$

$$Q_1 X_{R,1} = k_E r_{A,E} X_{R,3} A_{2*} V_2/Q_1 + Q_1 X_{R,3} \tag{5.66}$$

$$D_H = \frac{X_{R,1} - X_{R,3}}{X_{R,1}} = \frac{1}{1 + \dfrac{Q_1^2}{k_E r_{A,E} A_{2*} V_2}} \tag{5.67}$$

式中 D_H 为水解度，表示不可扩散物质被水解为可扩散物质的那部分。

应注意的是停留时间 $= V_2/Q_1$ 和生物膜的水力表面负荷率 Q_1/A_2 不能单独用于说明负荷。它应该是两者的组合 $Q_1^2/(A_{2*}V_2)$，我们称之为组合负荷。图 5.22 说明水解度为这些参数的函数。

建立可扩散物质 S_D 的物料平衡就简单了：

$$QS_{D,1} + Q_1 X_{R,1} D_H = k_{1/2A,D} A_{2*} S_{D,2}^{1/2} + Q_1 S_{D,3} \tag{5.68}$$

除了进水中可扩散物质外，反应器中还有由水解产生的可扩散物质。假定生物膜很厚，可扩散物质通过半级反应被去除。

如果进水浓度推定为：

$$S_1 = S_{D,1} + X_{R,1} D_H \tag{5.69}$$

则可直接采用第5.5节中的滤池动力学。

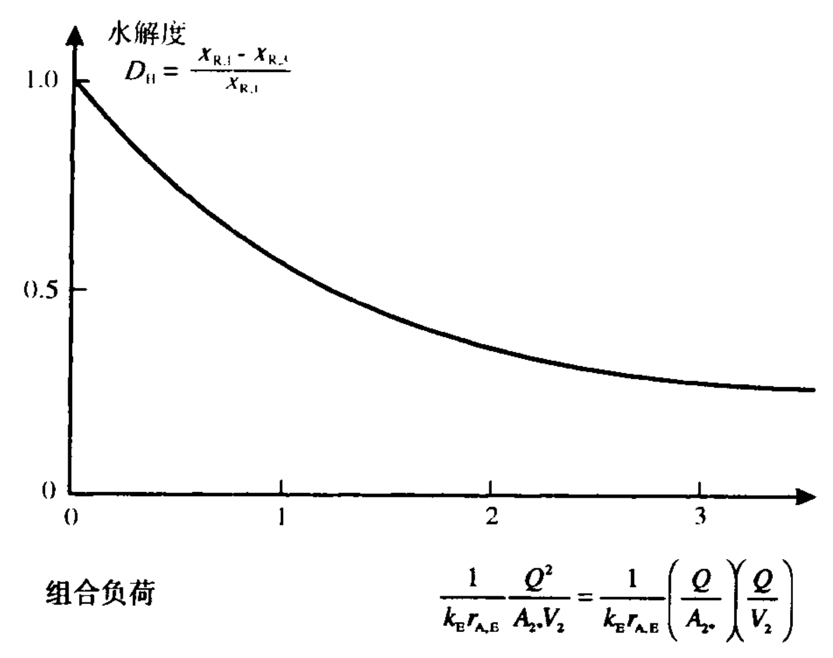


图5.22 水解度作为流量、生物膜表面积和水容积的函数

$$S_{D,3}^{1/2}=-\frac{k_{1/2A,D}A_{2*}}{2Q_1}+\sqrt{\left(\frac{k_{1/2A,D}A_{2*}}{2Q_1}\right)^2+(S_{D,1}+X_{R,1}D_H)} \tag{5.70}$$

$$E=\frac{C_{T,1}-C_{T,3}}{C_{T,1}}=\frac{(S_{D,1}+X_{R,1})-(S_{D,3}+X_{R,3})}{(S_{D,1}+X_{R,1})} \tag{5.71}$$

当 $C_T=S_D+X_R$ 时，水解度为1.0，见图5.23。

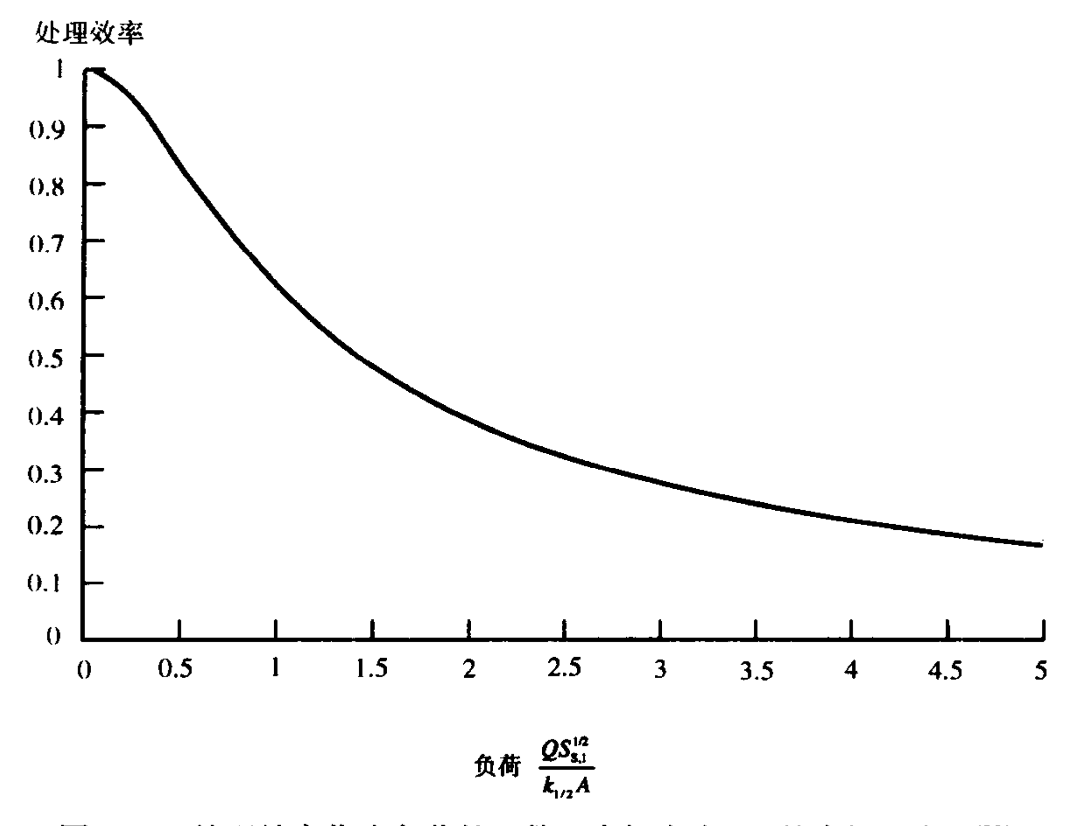


图5.23 处理效率作为负荷的函数（水解度为1.0的半级反应）[20]

在生物膜反应器中的去除仅取决于可利用的生物膜表面，而不是容积。通过水解，因为酶从反应器中冲走，所以将容积作为一个变化因素来考虑。如果容积减少，则水解度也降低，$S_{D,3}$ 也将降低，比表面积去除率也会降低。酶的产量取决于生物膜内的去除作用，这一事实更加强了这方面的作用。

$$r_{A,E} \propto \beta L$$

通过减少容积，水解度进一步降低，因为 $r_{A,E}$ 由于去除的降低而降低。

【例 5.9】 一个处理马铃薯淀粉废水的生物滤池，假定废水仅含有淀粉。废水流量 $Q = 500\ m^3/d$，淀粉浓度 $C_1 = 100\ g\ COD/m^3$，生物膜面积 $A_{2*} = 500\ m^2$，反应器容积 $V_2 = 5\ m^3$。

氧的浓度：$C_{O2,2} = 1\ g/m^3$

根据常规，假定氧为去除的限制因素。

内部氧去除：$k_{0Vf,O2} = 200\ kg\ O_2/(m^3 \cdot d)$

氧的扩散系数：$D_{O2} = 1.7 \times 10^{-4}\ m^2/d$

化学计量系数：$\nu_{O2,COD} = 2.4\ g\ COD/g\ O_2$

$$\beta L = \left(\frac{2D_{O2}C_{O2,2}}{k_{0Vf,O2}}\right)^{1/2} = \left(\frac{2\times1.7\times10^{-4}\times1}{200{,}000}\right)^{1/2} = 41\ \mu m$$

淀粉水解为葡萄糖，葡萄糖的去除率为：

$$\begin{aligned} r_{A,glu} &= \beta L\, k_{0Vf,O2}\nu_{O2,COD} \\ &= 41 \times 10^{-6} \times 200\,000 \times 2.4 \\ &= 20\ g\ COD/(m^2 \cdot d) \end{aligned}$$

如果所有的淀粉都被水解，D_H=1.0，则葡萄糖的物料平衡如下：

$$Q_1C_1D_H = r_AA_{2*} + Q_1S_3$$

$$S_3 = C_1D_H - r_AA_{2*}/Q_1 = 100 \times 1.0 - 20 \times 500/500 = 100 - 20 = 80\ g/m^3$$

如此高的葡萄糖浓度下，氧成为去除的限制因素。

单位容积生物膜酶产量和水解的经验常数如下：

酶产量：$r_{V,E} = 300 \times 10^6$ IU/(m^3 生物膜·d)

水解：$k_E = 0.05\ m^3/(IU \cdot d)$

式中 IU 为酶的国际单位。

$$r_{A,E} = \beta L r_{V,E} = 41 \times 10^{-6} \times 300 \times 10^6 = 12\,300\ IU/(m^2 \cdot d)$$

$$k_Er_{A,E} = 0.05 \times 12\,300 = 615\ m^2/d$$

（这些参数仍是不确定的）

代入水解度公式（5.67）得出：

$$D_H \frac{1}{1+\dfrac{1}{k_Er_{A,E}}\dfrac{Q_1^2}{A_{2*}V_2}} = \frac{1}{1+\dfrac{1}{615}\times100} = 0.86$$

式中“组合负荷”为：

$$Q_1^2/(A_{2*}V_2) = 500^2/500 \times 5 = 100\ m/d^2。$$

出水淀粉浓度为：

$$X_{R,3} = C_1(1 - D_H) = 100 \times 0.14 = 14\ g/m^3$$

出水葡萄糖浓度为：

$S_3 = 100 \times 0.86 - 20 \times 500/500 = 86 - 20 = 66\ g/m^3$

如果滤池设计更为有效，例如采用流化床滤池，填充细小颗粒滤料。可以将比容增加到 1000 m^2/m^3，池容积可降低到 0.5 m^3。

$Q_1{}^2/(A_2V_2) = 500^2/(500 \times 0.5) = 1\,000\ m/d$

$1/(1+1\,000/615) = 0.38$

$X_{R,3} = 100 \times 0.62 = 62\ g/m^3$

$S_3 = 100 \times 0.38 - 20 \times (500/500) = 38 - 20 = 18\ g/m^3$

此时水解成为反应速率的限制因素。

5.12 详细模型

迄今为止对生物膜工艺的描述一直受到简化的假定的限制，如方程只能用分析法求解，且参数之间的作用较容易被忽略。这样的描述的优点是，它更易于理解并能提供一个总的观点。但是工艺过程的相互作用越复杂，就越难进行合适的简化和分析求解。另一方面这些相互作用可以用详细的确定性的模型进行描述，使得朝着复杂的微分方程和复杂的函数方程与解法的变化发展，这些方程和公式都难于理解且只能通过计算机计算求解。然而，需要更为现实的描述以及需要用于科学实验和工程设计的模型是毫无疑问的。

以下的介绍主要来自于文献[22]。图 5.24 示出的是生物膜的成分和相关的定义，生物膜由水相、固相（或气相）组成，浓度 C_{ki} 表示为相关相单位容积上指定物质的量。

固体 k 的容积百分数 ε_k 表示为包括所有 k 相中生物膜的单位容积的固体容积。

对于相数，满足：

$$\sum_k \varepsilon_k = 1 \tag{5.72}$$

对于浓度它相应满足总单位容积上的浓度分布，$C_{fi} = \varepsilon_k C_{ki}$。式中 C_{ki} 为目前一直使用的模型浓度的定义。当存在许多相时，进行这样的区分是必要的；例如，多相固体和不同种类的细菌。

生物膜中某一成分的微分方程可以写成：

$$\frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial t} = \varepsilon\, k \frac{\partial C_{ki}}{\partial t} + C_{ki} \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial t} = -\frac{\partial j_{ki}}{\partial x} + r_{V,ki} \tag{5.73}$$

式中 j_{ki}——物质 i 在 k 相中的流量；

$r_{V,ki}$——在 k 相中单位容积内物质 i 的去除率；

ε_k——k 相的容积百分数；

C_{ki}——k 相中物质 i 的浓度。

等号前面的第一项为平均浓度对时间的偏微分，在第一个等号后该项被分解为浓度对时间的偏微分和每一个相的容积百分数对时间的偏微分。后面的一项仅一个是局部的，通过单位横截面上通量的几何偏微分，最后项表示生物膜的去除率。

$$\frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial t} = -\frac{\partial j_{ki}}{\partial x} + r_{V,ki} = 0 \tag{5.74}$$

$$j_{ki} = D_i \frac{\partial \varepsilon_k C_{ki}}{\partial x}$$

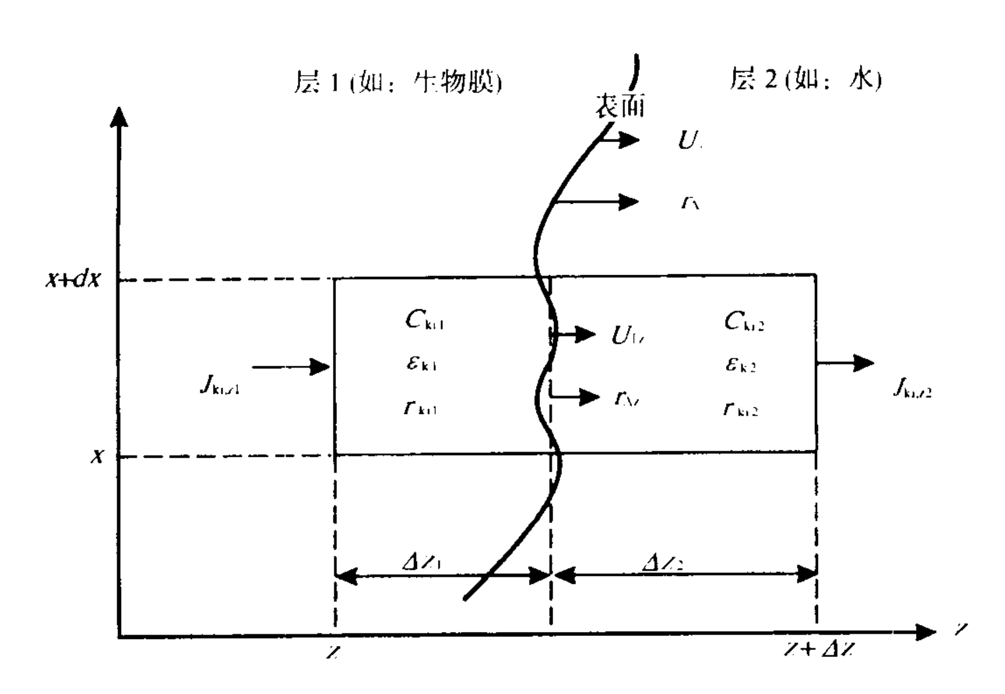


图 5.24　在水相和生物膜界面上的某一成分的平衡

这就给出了著名的公式：

$$D_{\mathrm{i}}\frac{\partial^2\varepsilon_{\mathrm{k}}C_{\mathrm{ki}}}{\partial x^2}=D_i\frac{\partial^2 C_{\mathrm{fi}}}{\partial x^2}=r_{\mathrm{V,ki}} \tag{5.75}$$

相当于第 5.1 节导出的方程，该式概括了相、组分、还有时间和空间而被推广。

这些工艺过程也可以用众所周知的工艺表格进行描述，例如表 4.7。

原则上，剩下的就是要定义边界条件：

$$u_1(\varepsilon_{\mathrm{k1}}C_{\mathrm{ki1}}-\varepsilon_{\mathrm{k2}}C_{\mathrm{ki2}})=J_{\mathrm{ki1}}-J_{\mathrm{ki2}}+r_{\mathrm{Aki}} \tag{5.76}$$

式中　u_1——界面移动的速率（例如由于生长）；

1——界面的一侧；

2——界面的另一侧。

第一项说明由于界面的移动而产生的物质转移，第二项说明进出界面的通量，最后项为表面反应速率（例如颗粒吸附到表面（为正）或从表面脱落）。用简单的例子来说明限制条件：

后侧 $u_1=0$，$j_{\mathrm{ki1}}=0$，$r_{\mathrm{A,ki}}=0$ 得：

$$j_{\mathrm{ki2}}=0,\ \ D_{\mathrm{i}}\frac{\partial\varepsilon_{\mathrm{k}}C_{\mathrm{ki}}}{\partial x}=0 \tag{5.77}$$

正如已说明的那样，浓度的分布图有一个水平的切线。

无反应的静态表面：

$u_1=0$,　$r_{\mathrm{A,ki}}=0$

$j_{\mathrm{ki1}}=j_{\mathrm{ki2}}$

根据已知的假设，因为在界面上不会发生物质的积累。所以界面两侧的物质扩散是相同的。

如果我们知道了这些过程的动力学表达式，就可以用这些表达式就时间和空间的变化，以及相的任意组成（细菌的种类）和所选择的限制条件，对这些工艺过程进行描述。

在另一方面，在给定的实际条件下很难解这些微分方程。

然而，今天对于与生物膜相关的条件，我们编制了求解这些方程的计算机程序。这些程序将会广泛应用于分析、运行和设计中。

在下一章，将举一个用该程序求解的例子。

参考文献

[1] Harremoës, P. (1976): The Significance of Pore Diffusion to Filter Denitrification. Journal, WPCF, 48, No. 2,377-388.

[2] Harremoës, P. and Riemer, M. (1977): Pilot-Scale Experiments on Down-Flow Filter Denitrification. Progress in Water Technology, 8, No. 4/5, 557-576.

[3] Harremoës, P. and Riemer, M. (1975): Report on Pilot Studies of Denitrification in Down-flow Filters, Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark.

[4] Harremoës, P. (1978): Biofilm kinetics. Chapter 4 in: Mitchell, R. (ed.): Water Pollution Microbiology, 2, s. 71-109. John Wiley & Sons, New York, N.Y.

[5] Perry, J. (1963): Chemical Engineers Handbook, McGraw-Hill.

[6] Siegrist, H. and Gujer, W. (1985): Mass transfer Mechanisms in a Heterotrophic Biofilm. Water Research, 19, 1369-1378.

[7] Triebel (ed.) (1975): Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik, Bd II (Textbook for Wastewater Engineering, Volume II). Verlag von Wilhelm Ernst & Sohn, Berlin.

[8] Abwassertechnishe Vereinigung (1985): Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik, Bd IV (Textbook for Wastewater Engineering, Volume II), 900 pp, ISBN 3-433-00905-8, Ernst & Sohn.

[9] Steels, I.H. (1974): Design Basis for the Rotating Disc Process. Effluent and Water Treatment Journal, 14, No.9, 431-445.

[10] Murphy, K.L. and R.W. Wilson (1978): Pilot Plant Studies of Rotating Biological Contactors Treating Municipal Wastewater, Prepared for the Central Mortgage and Housing Corporation. International Environmental Consultants Ltd., Toronto, Ontario.

[11] Autotrol Corporation (1976): Wastewater Treatment Systems. Manufacturers Design Manual, Autotrol Corp., Section C, USA.

[12] Envirodisc Corporation (1977): Rotating Disc Wastewater Treatment. Manufacturers Design Manual. USA.

[13] Ahlberg, R.N. and T.S. Kwong (1974): Process Evaluation of a Rotating Biological Contactor for Municipal Wastewater Treatment. Research paper no. W2041. Ontario Ministry of Environment, Wastewater Treatment Section, pollution Control Plannning Branch.

[14] ATV (1989): Grundsätze für die Bemessung von Tropfkörpern und Tauchkörpern mit Anschlusswerten über 500 Einwohnergleichwerten (Principles for the Design of Trickling Filters and Submerged Filters for more than 500 Population Equivalents). ATV-Arbeitsblatt, No. A135,. GFA, St. Augustin.

[15] Harremoës, P. et al (1989): Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry) Poly-teknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[16] Gönenc, E. (1982): Nitrification on Rotating Biological Contactors. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark.

[17] Iwai, S., Y. Oshino and T. Tsukada (1990): Design and Operation of Small Wastewater Treatment Plants by the Microbial Film Process. Water Science & Technology, 22, No. (3/4), 139-144.

[18] Levine, A.D., Tchobanoglous, G. and Asano, T. (1985): Characterization of the Size Distribution of Contaminants in Wastewater Treatment and Reuse Implications. Journal WPCF, 57, No. 7, 805-816.

[19] Henze, M., Kristensen, G.H. and R. Strube (1992): Determination of Organic matter and nitrogen in wastewater. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark.

[20] Bouwer, E.J. (1987): Theoretical Investigation of Particle Deposition in Biofilm Systems. Wat.Res., 21, 1489-1498.

[21] Larsen, T.A. (1991): Degradation of Colloidal Organic Matter in Biofilm Reactors, Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby, Denmark.

[22] Characklis, W.G., et al (1989): Modelling of Biofilm Systems. IAWPRC Task Group on Modelling of Biofilm Systems, Inst. Process Analysis, Montana State University, USA.

[23] Reichert, P., Ruchti, J. and O. Wanner (1989): Biosim Interactive Program for the Simulation of Dynamics of Mixed Culture Biofilm systems, Swiss Fed. Inst. Wat. Resources ad Wat. Poll. Control.

[24] Watanabe, Y. and M. Ishiguro (1978): Denitrification Kinetics in a Submerged Rotating Biological Disk Unit. Prog.Wat.Tech.,(5),187-195.

[25] Onuma, M. and T Omura (1982): Mass-transfer Characteristics with Microbial Systems. Wat. Sci. Tech., 14, (6/7), 553-568.

[26] Jansen, J. la Cour (1982): Fixed Film Kinetics - kinetics of soluble substrates. Ph.D. Thesis. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby (Report 81-35).

[27] Jansen, J. la Cour and G.H. Kristensen (1980): Fixed Film Kinetics - denitrification in fixed films. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby (Report 80-59).

References for general information about biofilms:

Bemard, J. (ed)(1990) Technical Advances in Biofilm Reactore, Water Science & Technology, 22, No. 1 /2.

Characklis, WG. and K.A. Marshall (1990) Biofilms, 800 pp, ISBN 0-471-82663-4, John Wiley & Sons, New York.

Characklis, WG. and PA. Wilderer (1989). Structure and Function of Biofilms.Dahlem Workshop Reports, Life Sciences Research report 46, 387 pp, ISBN0-471-92480-6, John Wlley & Sons, New York.

Harremoës, P and E. Arvin (ed)(1990): Biofilm Kinetics and Fixed Film Reactors, Department of Environmental Engineering, Tech. University of Denmark, Lynghy, Denmark.

Marshall, K.C. (ed)(1984) Microbial Adhesion and Aggregation, Dahlem Konferenzen, Beriin, Springer.

第 6 章　硝化处理系统

Jes la Cour Jansen , Poul Harremoës , Mogens Henze

城市污水通常含有 20～50 mg/L 的氮化合物，多以氨氮（NH_4^+ 和 NH_3）或容易在处理系统中转换为氨氮的有机化合物形式存在。为什么不希望处理厂出水中存在这类化合物以及为什么要设法在这类化合物排入受纳水体之前予以去除或转化，其原因有三：

- 在生物氧化（硝化反应）过程中，氨氮要消耗大量的氧。在一般城市污水中，氨氮生物氧化所需氧量约为总需氧量的 40%。因此在很多情况下，没有硝化反应的生物处理将不足以防止受纳水体中氧的耗竭；
- 氨（NH_3）能使鱼类严重中毒。但幸运的是，在正常的 pH 值条件下化学平衡式 $NH_4^+ \Leftrightarrow NH_3 + H^+$ 会转向左项，所以污水中游离氨的含量较低。只有 pH 值高于 8.5 时，游离氨才开始成为总氨氮含量的主要部分。河川中的 pH 值变化尤其大。在丹麦，要求养有鱼类的河流中的自由氨含量低于 0.025 mg/L。这种对游离氨浓度的严格限定表明，必须在排放之前对氨氮组分进行氧化；
- 氮和磷是促进受纳水体中植物生长的主要营养物。硝化反应本身并不意味着营养物含量发生了变化，因为植物同样会吸收硝酸盐氮或氨氮。但如果要去除污水中的氮，则必须进行硝化反应（这是经济的做法），因为将硝酸盐转化为游离氮的反硝化反应要求氨氮化合物必须先氧化为硝酸盐后才能还原为气态氮。第 7 章中将详细阐述处理系统中的这种相关过程。

由于的氨氮排放存在上述影响，污水排入湖泊和河流时越来越需要硝化反应，而不仅仅是去除有机物。

6.1　硝化处理系统的物料平衡

污水生物处理系统中的硝化过程既可以与有机物转化同时进行，也可以作为单独的过程。无论哪种情况，氨氮氧化为硝酸盐均需要同样的微生物。因此，这两种过程有许多共同之处。

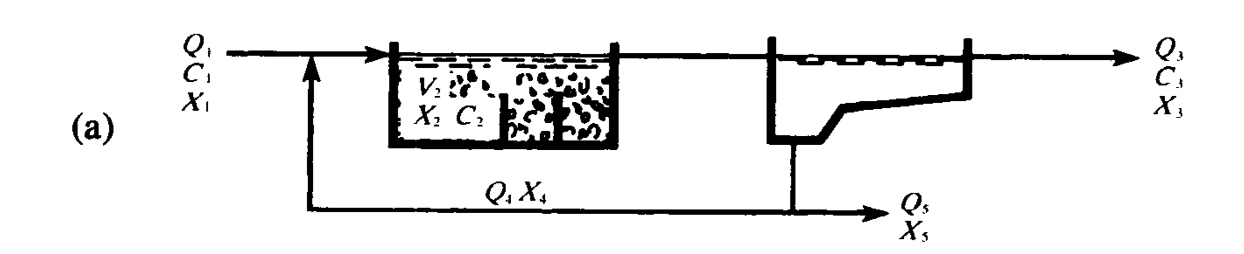
6.1.1　单独的硝化处理系统

单独的硝化处理系统可以是活性污泥法或生物膜法处理系统（生物滤池、曝气滤池、转盘等），图 6.1 为上述两种处理系统的示意图。

如果已知所应用的模型中发生硝化过程的动力学，则可确立硝化处理系统的物料平衡。根据表 6.1 中的工艺矩阵建立模型，但应注意整个硝化过程的生长产率 $Y_{max,A}$ 是按所产生的硝酸氮量表示，而不是按所转化的氨氮量表示。例如其单位可以是 kg COD(B)/kg NO_3^--N。$f_{XB,N}$ 是生物量中氮的含量，其单位为 kg N/kg COD(B)。关于表 6.1 中的碱度变化，

硝化细菌中氮的同化作用可忽略不计。化学计算系数 1/7，表示的是转化每摩尔（=14 g）氮将消耗 2 个当量碱度，它相当于 2/14 即 1/7 eqv/g N。硝化过程产生 COD（这就是为什么 COD 的物料平衡不适用于该矩阵的原因）。

(a)



(b)

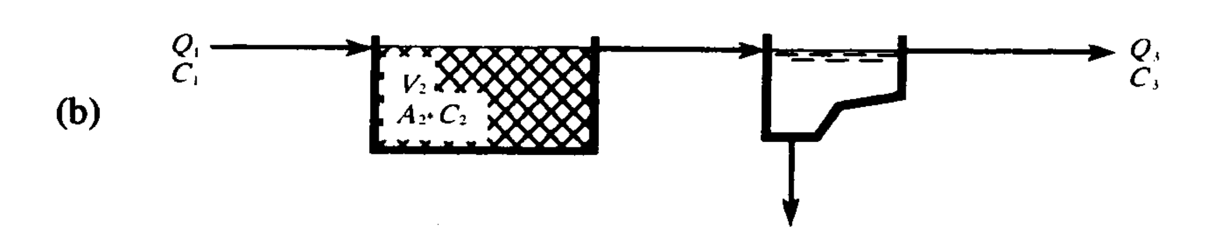


图 6.1 硝化处理系统的示意图

(a). 活性污泥法硝化处理系统 (b). 生物膜法硝化处理系统

单独硝化处理系统的工艺矩阵 表 6.1

工艺过程 \ 组分	S_{NH4}	S_{NO3}	S_{O2}	$X_{B,A}$	$X_{S,N}$	S_{ALK}	反应速率 r_v, …
1 硝化细菌好氧生长	$\frac{1}{Y_{max,A}} - f_{XB,N}$	$\frac{1}{Y_{max,A}}$	$-\frac{4.57-Y_{max,A}}{Y_{max,A}}$	1	$f_{XB,N}$	$-\frac{1}{7Y_{max,A}}-\frac{f_{XB,N}}{14}$	$\mu_{max,A}\frac{S_{NH4}}{S_{NH4}+K_{S,NH4,A}}\frac{S_{O2}}{K_{S,O2,A}+S_{O2}}X_{B,A}$
2 硝化细菌衰减				−1	$-f_{XB,N}$		$b_A X_{ND}$
3 有机物水解	1				-1		$k_{h,A}X_{ND}$
单位	kg N/m³		kg COD/m³		kg N/m³	eqv/m³	
	氨氮	硝酸盐	氧	硝化菌生物量	悬浮性有机氮	碱度	

硝化菌 $X_{B,A}$ 的 COD 物料平衡如下（图 6.1 中的符号和布置）：

$$Q_1X_{B,A,1} + r_{V,XB}V_2 - b_AX_{B,A,2}V_2 = Q_3X_{B,A,3} + Q_5X_{B,A,5} \tag{6.1}$$

式中 b_A——硝化细菌的衰减常数。

根据表 6.1 可得知：

$$r_{V,XB} = \mu_{max,A}\frac{S_{NH4}}{S_{NH4,A}+K_{S,NH4,A}}\frac{S_{O2}}{K_{S,O2,A}+S_{O2}}X_{B,A}=\mu_{obs,A}X_{B,A}$$

1. 活性污泥处理系统

可根据下列假设/代入法简化物料平衡式（6.1）：

$X_{B,A,1}=0$　（在日常污水存在的硝化细菌极少）

下列公式同样适用：

$Q_3X_{B,A,3} << Q_5X_{B,A,5}$

（从处理系统中去除的大部分硝化细菌都与剩余污泥同时排出）

$\mu_{obs,A} - b_A = \mu_{obs,A,net}$

于是，简化的物料平衡为：

$$\mu_{obs,A,net}X_{B,A,2}V_2 = Q_5X_{B,A,5} \tag{6.2}$$

将泥龄代入式（4.15），可求出：

$$\theta_{X,A} = \frac{1}{\mu_{obs,A,net}} \tag{6.3}$$

已知硝化细菌的净增长速率，就可按式（6.3）求出所需的泥龄$\theta_{X,A}$，或通过式（6.2）得出硝化池的池容。

泥龄是最简易和方便使用的参数，鉴于所有污泥组分均采用同一泥龄，所以很容易计算。于是，可以根据任何一个计量单位（如 SS、VSS、COD 等）进行计算而无需了解处理系统中的硝化生物量浓度 $X_{B,A}$。

需要计算的泥龄都是好氧泥龄，这是因为确定物料平衡（式（6.1））时，设定物料的去除、增长和衰减都仅仅在好氧池内发生。

图 6.2 给出了正常运行情况下活性污泥工艺保持硝化反应所需要的好氧泥龄。

如泥龄已知，就可用式（6.3）求出曝气池的氨氮浓度：

$$\mu_{obs,A,net} = \frac{1}{\theta_{X,A}}$$

$$\mu_{max,A}\frac{S_{NH4,2}}{S_{NH4,2}+K_{S,NH4,A}}\frac{S_{O2,2}}{K_{S,O2,A}+S_{O2,2}} - b_A = \frac{1}{\theta_{X,A}} \tag{6.4}$$

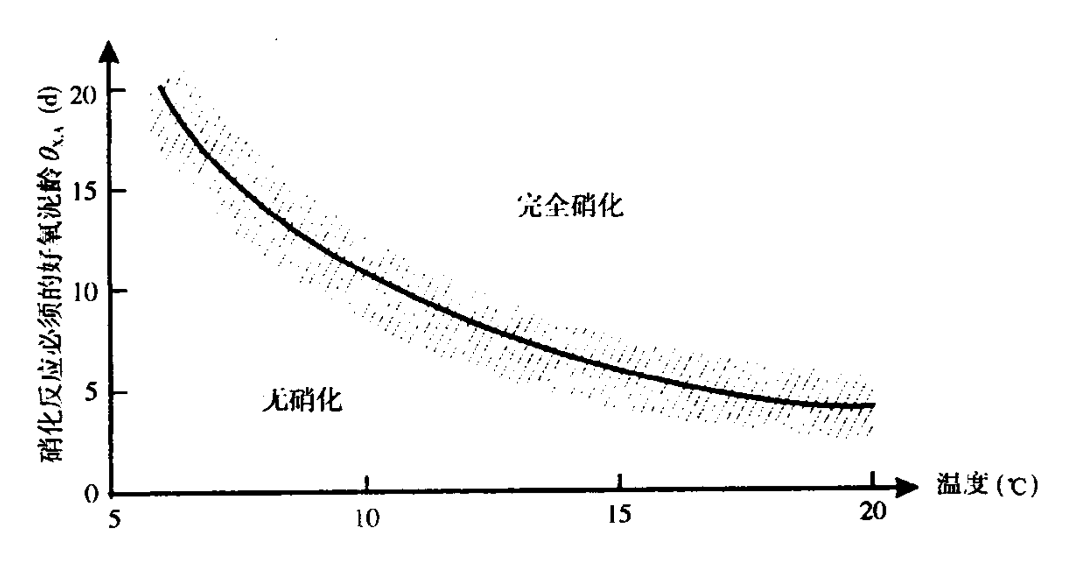


图 6.2　活性污泥处理系统中温度与硝化反应所需好氧泥龄的关系

（运行条件：氧浓度 2 mg/L）

从表 3.10 的亚硝化菌或全过程一列中可查到$\mu_{max,A}$、$K_{S,NH4}(=K_S)$、$K_{S,O2,A}$和 b_A 值，可从图 6.2 中得到$\theta_{X,A}$，于是可以确定 $S_{NH4,2}$。

【例 6.1】 活性污泥法处理系统硝化的临界点是冬天的低温。在混合充分的情况下，好氧泥龄为 25 d，氧浓度为 1.6 g/m³。温度 8℃时，出水氨氮浓度是多少？

已知下列各项（见表 3.10 和 3.6 中的数值）：

$\mu_{max,A} = 0.7\ d^{-1}$ （20℃）

$k = 0.09\ ℃^{-1}$

$K_{S,NH4,A} = 0.5\ g\ N/m^3$

$K_{S,O2,A} = 0.8\ g\ O_2/m^3$

$b_A = 0.05\ d^{-1}$

用式（3.16）计算$\mu_{max,A}(8℃)$:

$$\mu_{max,A}(8℃) = \mu_{max,A}(20℃)\ e^{k(T-20)} = 0.7e^{(0.09\times(8-20))} = 0.24\ d^{-1}$$

同样，可求出 $b_A(8℃) = 0.02\ d^{-1}$,

将已知值代入式（6.4），求出曝气池内氨氮的浓度：

$$\mu_{max,A}\frac{S_{NH4,2}}{S_{NH4,2}+K_{S,NH4,A}}\ \frac{S_{O2,2}}{K_{S,O2,A}+S_{O2,2}} - b_A = \frac{1}{\theta_{X,A}}$$

$$0.24\times\frac{S_{NH4,2}}{S_{NH4,2}+0.5}\times\frac{1.6}{0.8+1.6} - 0.02 = \frac{1}{25}$$

因此：

$$S_{NH4,2} = 0.3\ g\ NH_4^+\text{-}N/m^3$$

2. 生物膜法处理系统

通过硝化反应还去除可溶性物质：NH_4^+ 和 O_2。因此，前面所述的生物膜理论的条件已得到满足，并有其实用性。图 6.3 给出了单位生物膜表面积硝化速率与水体中氧浓度的关系。

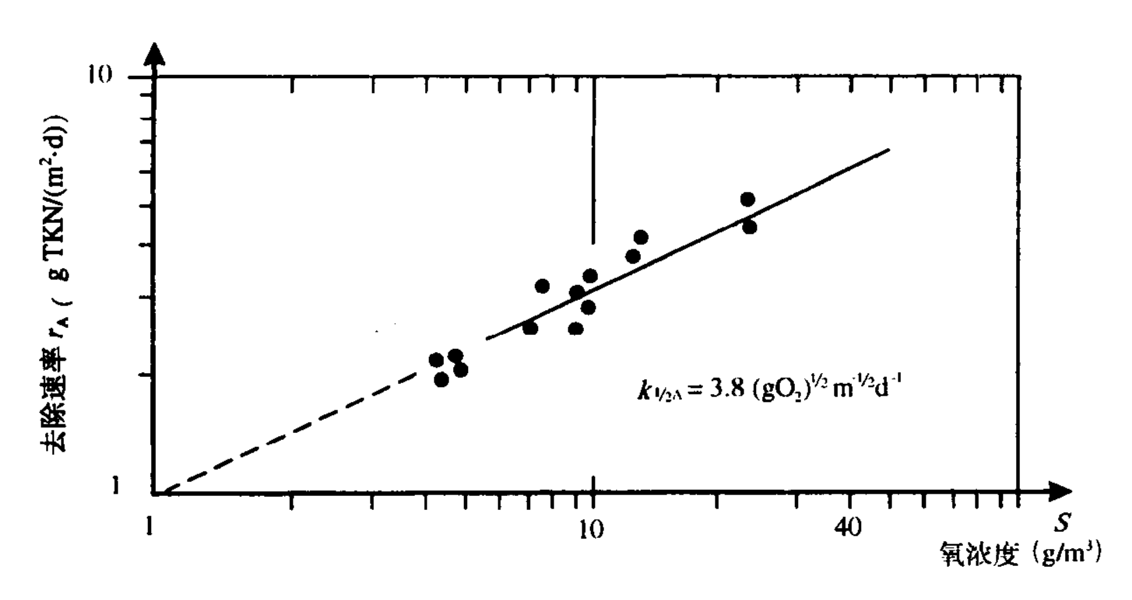


图 6.3 单位表面积生物膜的硝化速率与水体中氧浓度的关系

硝化滤池的氮平衡（图 6.1b）如下，见式（5.3）：

$$Q_1C_{N,1} - r_{A,NH4}A_{2*} = Q_3C_{N,3} \qquad (6.5)$$

对于单独硝化的生物膜法处理工艺，其硝化速率受氧浓度及氨氮浓度的限制，这是因为实际上可以认为仅部分生物膜被利用（部分穿透）。通过计算式（5.32）可以确定限制条件。

图6.4给出了两种限制情况下NH_4^+和O_2的穿透情况，见式（5.32）：

$$\frac{S_{NH4}}{S_{O2}}\frac{D_{O2}}{D_{NH4}}\nu_{O2,NH4}=\frac{2.1\times10^{-4}}{1.7\times10^{-4}}\times\frac{1}{4.25}=0.3\ \frac{gNH_4^+-N/m^3}{gO_2/m^3}$$

当$S_{NH4}>0.3\,S_{O2}$时，氧是限制因素，池内的反应速率为：

$$r_{A,NH4}=(k_{1/2A,O2}/\nu_{NH4,O2})S_{O2,2}{}^{1/2} \tag{6.6}$$

式中 $k_{1/2A,O2}$——表示氧的速率常数；

$\nu_{NH4,O2}$——表示氧和氨氮之间的化学计算系数（4.25g O_2/g NH_4^+-N）；

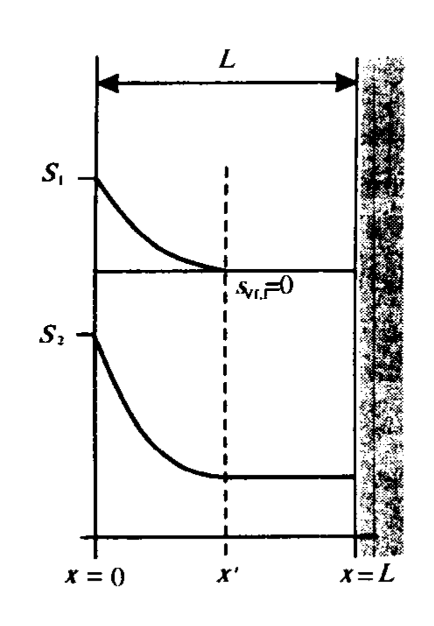
$S_{O2,2}$——表示池内的氧浓度。

当$S_{NH4}<0.3S_{O2}$ 时，氨氮是可能的限制因素，池内的反应速率为：

$$r_{ANH4}=k_{1/2A,NH4}S_{NH4,2}{}^{1/2} \tag{6.7}$$

式中$k_{1/2A,NH4}$——氨氮的速率常数；

$S_{NH4,2}$——池内的氨氮浓度。



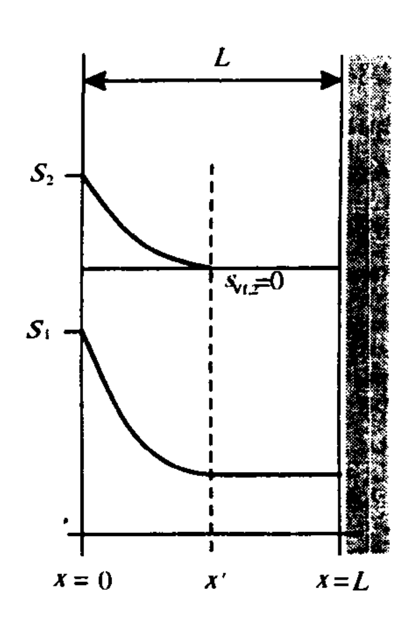


图6.4 两种物质的穿透情况（如NH_4^+和O_2用于硝化或NO_3^-和CH_3OH用于反硝化）

左图，由于物质1部分穿透而产生限制；右图，由物质2产生的限制

采用哪个$r_{A,N}$表达式根据当地条件而定。在硝化滤池中硝化反应往往在进口处受到氧浓度的限制，以后变为受氨氮浓度的限制。在这种情况下，可以对滤池分别进行以下两种计算，见例6.2。

【例6.2】 采用转盘滤池对填埋场渗滤液进行硝化处理，总过滤面积为40 000 m²。滤池分为两级，每级都达到完全混合。

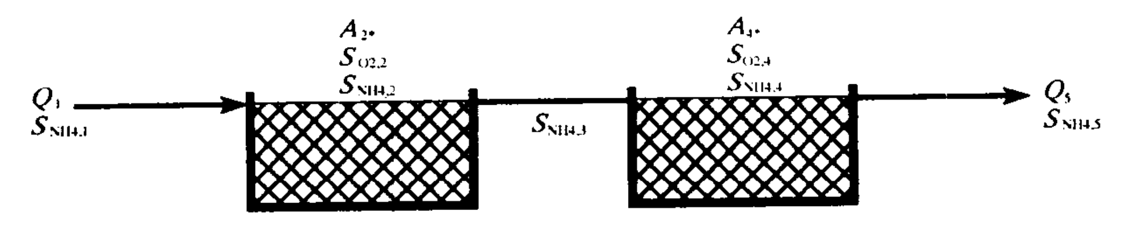
污水特性：

$Q_1=500\ m^3/d$

$S_{NH4,1}=100\ g\ NH_4^+\text{-}N/m^3$

在两个对半分的完全混合滤池中，氧浓度为：

$S_{O2,2} = 5\ g\ O_2/m^3$；$S_{O2,4} = 7\ g\ O_2/m^3$



每个滤池的转盘面积均为 20 000 m²。

反应参数：

$k_{1/2A,O2}\ = 4\ (g\ O_2)^{1/2}\ m^{-1/2}\ d^{-1}$

$v_{NH4O2}\ = 4.6\ g\ O_2/g\ NH_4^+\text{-}N$

$k_{1/2A,NH4}\ = 0.7(g\ NH_4^+\text{-}N)^{1/2}\ m^{-1/2}\ d^{-1}$

第一级的物料平衡可按下式表示：

$$Q_1 S_{NH4,1} - A_{2*} r_{A,NH4} = Q_3 S_{NH4,3}$$

假设氧为硝化限制因素（计算后核实），我们可从式（6.6）得知：

$$r_{A,NH4} = (k_{1/2A,O2}/v_{NH4,O2}) S_{O2,2}{}^{1/2}$$

如代入上式，则：

$$Q_1 S_{NH4,1} - A_{2*}\,(k_{1/2A,O2}/v_{NH4,O2})\ S_{O2,2}{}^{1/2} = Q_3 S_{NH4,3}$$

如果代入已知值，可求出：

$$500 \times 100 - 20\ 000 \times (4/4.6) \times 5^{1/2} = 500\ S_{NH4,3}$$

$$S_{NH4,3} = 22\ g\ NH_4^+\text{-}N/m^3$$

（核实氧的限制：$S_{NH4,3} > 0.3S_{O2,2}$；$0.3S_{O2,2} = 0.3 \times 5 = 1.5$；$S_{NH4,3} = 22$，即 $S_{NH4,3} > 0.3S_{O2,2}$，确认氧为限制因素）

在滤池的另一级，氨氮可能是限制因素，则物料平衡（符号按图 6.1b）为：

$$Q_3 S_{NH4,3} - A_{4*} k_{1/2A,NH4,4}{}^{1/2} = Q_5 S_{NH4,5}$$

用式 $S_{NH4,4} = S_{NH4,5}$ 表示完全混合，代入相应数值，得：

$$500 \times 22 - 20{,}000 \times 0.7\ S_{NH4,5}{}^{1/2} = 500\ S_{NH4,5}$$

据此可求出：$S_{NH4,5}\ \approx 0.6\ g/m^3$

（核实氨氮是否是限制因素：$0.3S_{O2,4} = 2.1$；$S_{NH4,4} = 0.6$；$S_{NH4,4} < 0.3S_{O2,4}$；即氨氮是限制因素）。

该处理厂的出水约为 6 g NH_4^+-N/m³

3. pH 的抑制作用

硝化是消耗碱度的过程。如果水中碱度过低，碱度就会耗尽，并导致 pH 值明显下降，这将抑制硝化过程。当 pH = 5.8 时就会出现抑制硝化过程的情况，如果不添加碱，如石灰，就会限制硝化的进行。

采用生物膜法进行处理时，由于需要考虑生物膜内的扩散限制，这一现象将更趋复

杂。硝化反应会消耗 HCO_3^- 并产生 CO_2，在膜内外形成 HCO_3^- 的扩散梯度。在生物膜内部这种扩散会减弱。相反，CO_2 必须扩散到生物膜外，这就是为什么生物膜内的浓度高于水体的浓度。此种现象示于见图 6.5。任何基质和产物在生物膜内外的扩散都能计算出来[3]，计算结果见图 6.6。在某一摩尔比下，过程的限制情况将有所变化。对于扩散限制性基质，其确定方法见式（5.32）。对 O_2 和 NH_4^+，以摩尔表示而言其比值为 1.4，对于碱度与 O_2 以及碱度与 NH_4^+ 而言，其比值分别为 2.4 和 3.4（如图所示）。如果该摩尔比低于 2.4，则生物膜内的 pH 将急剧下降（如图所示）。

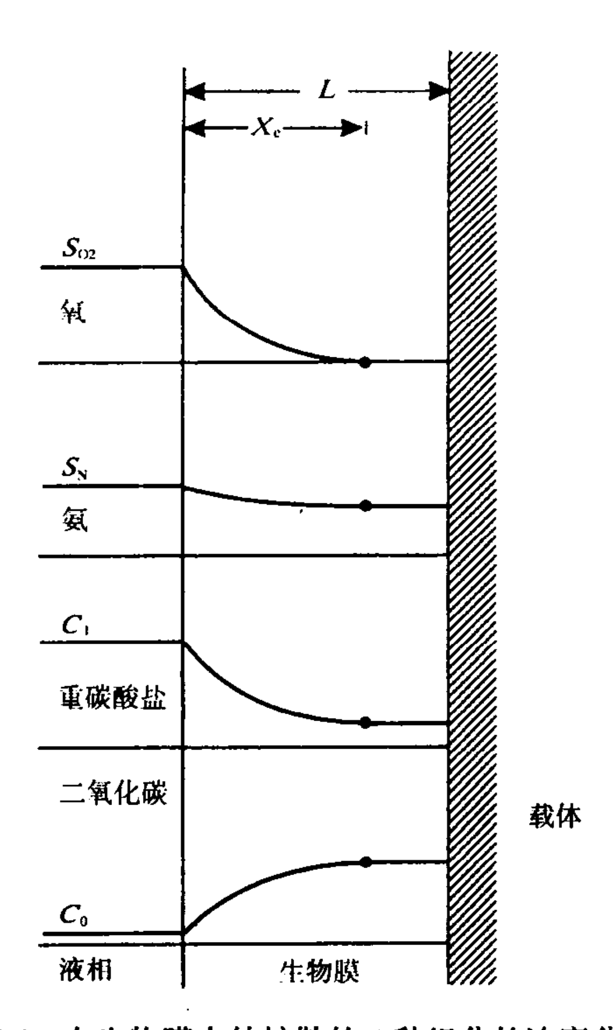


图 6.5 在生物膜内外扩散的 4 种组分的浓度分布

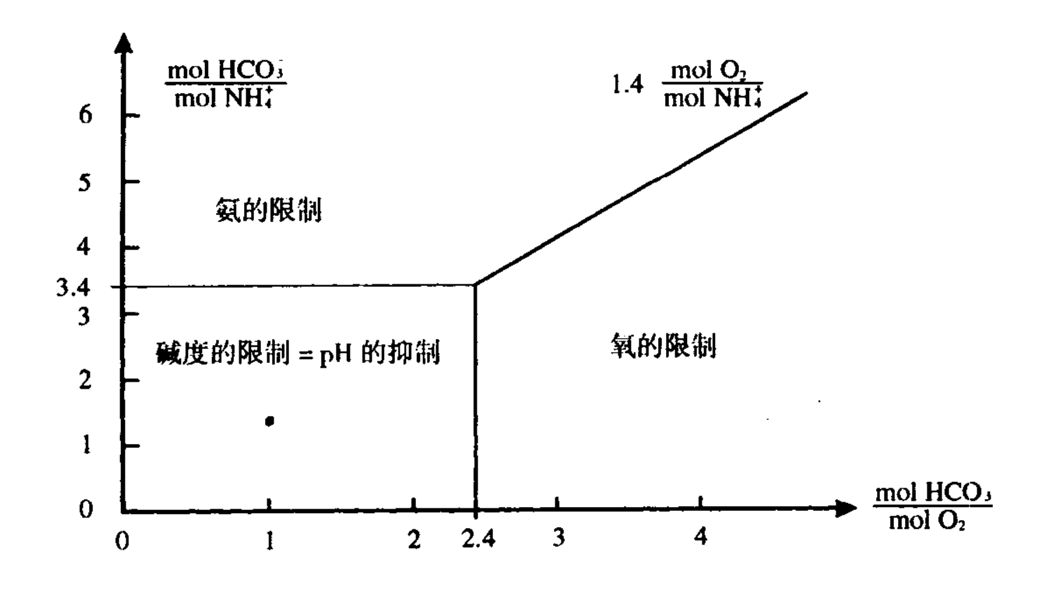


图 6.6 在生物膜中所消耗组分间的比率决定哪一种组分成为反应速率的限制因素[3]

【例 6.3】 碱度为 2 eqv/m³ 的污水需要硝化处理。进水中可接受的最高氨氮浓度是多少？

根据式（3.28），每摩尔氨氮的硝化约消耗 2 摩尔 HCO_3^-。硝化处理系统的进水中只能接受：1 摩尔 NH_4^+ = 1 摩尔 N/m³ = 14 g NH_4^+-N/m³。污水在完全混合反应池内处理，要求处理水的氨氮浓度不超过为 2 g NH_4^+-N/m³。

液相的氧浓度为 4 g/m³。根据摩尔比为(4/32)/(2/14) = 0.88<1.4，故氧为速率限制基质。

由于扩散限制，碱度需高于 2.4 × (4/32) = 0.30 eqv/m³。这就意味着，如果不投加石灰，只能提供 2.0 - 0.3 =1.7 eqv/m³ 碱度，相当于去除 12 g NH_4^+-N/m³。

6.1.2 同时去除有机物和氨氮

1. 活性污泥

硝化污泥的物料平衡相当于式（6.1）。可用式（6.4）计算活性污泥法硝化处理系统的氨氮浓度。

2. 生物膜

与活性污泥法处理系统一样，其问题在于异养菌的增长是否妨碍硝化菌的充分增长。滤池中的微生物呈层状沉积在载体上。有机物、氨氮和氧均通过生物膜表面起作用。实际上，氧通常会限制有机物和氨氮的转化。如果主要受异养菌增长制约的生物膜厚度的增加较硝化菌增长得快，则硝化菌将因增长缓慢而被去除，并从处理系统中消失。

如果硝化菌处于溶解氧太低的环境中，则更容易流失。因此判断硝化反应的标准将是生物膜内氧的穿透是否更甚于有机物的穿透，也就是说，有机物是否限制异养菌的转化。

根据式（5.32），如下列不等式成立，则有机物将会限制异养菌转化：

$$S_{BOD,2} < S_{O2,2} D_{O2,2} \nu_{O2,BOD} / D_{BOD,2} \quad (6.8)$$

把表 5.2 中的值代入上式，则该不等式为：$S_{BOD,2} < 5\,S_{O2,2}$

这里的 BOD 指的是溶解性 BOD。图 6.7 给出了式（6.8）的实验证明，从中可看出生物滤池中会出现相当不错的硝化反应。

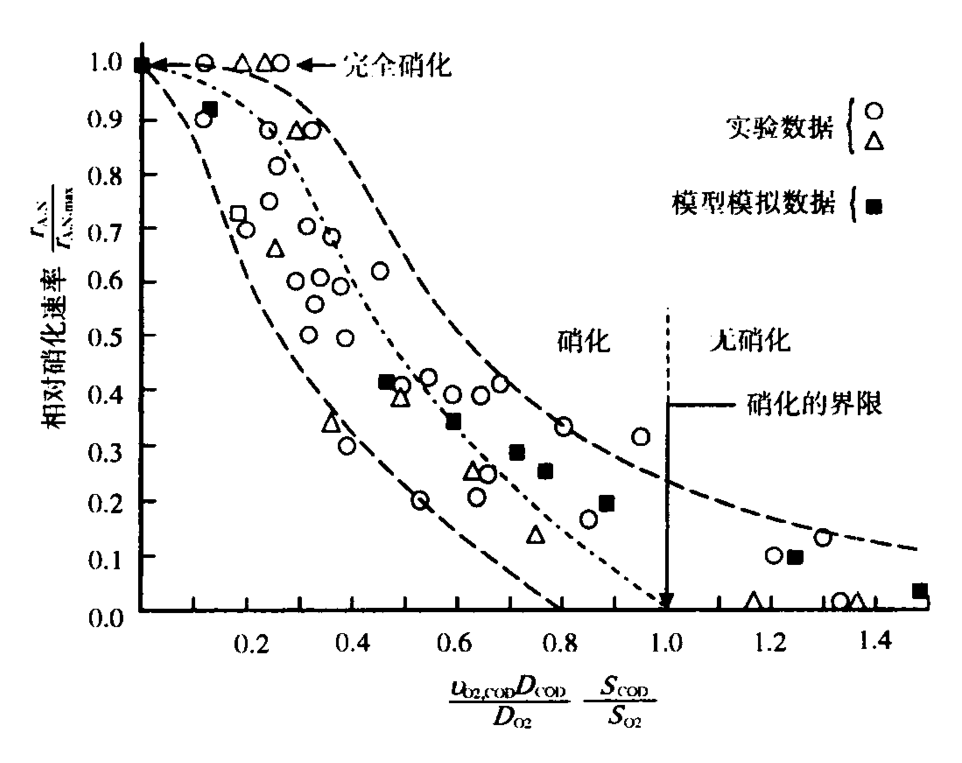


图 6.7 生物滤池中有机物影响硝化反应的实验证实 [1][2]

转盘滤池中硝化与反硝化的工艺矩阵 表 6.2

组分 i		颗粒性				溶解性						工艺过程速率表达式 P_j = 过程速率 = $(ML^{-3}T^{-1})$
		1	2	3	4	1	2	3	4	5	6	
j	工艺过程	X_I	X_H	X_{NS}	X_{NB}	S_O	S_S	S_{NH}	S_{NI}	S_{NO}	S_A	
异养生物（有机组分的降解）												
1	异养菌的好氧生长		1			$\frac{Y_H-1}{Y_H}$	$\frac{-1}{Y_H}$	$-i_B$			$-\frac{i_B}{14}$	$\mu_{mH}\frac{S_S}{K_S+S_S}\frac{S_O}{K_{HO}+S_O}\frac{S_{NH}}{K_{HNH}+S_{NH}}\frac{S_A}{K_{HA}+S_A}X_H$
2	异养菌的缺氧生长		1				$\frac{-1}{Y_H}$	$-i_B$	?	$\frac{Y_H-1}{2.86Y_H}$	$\frac{1Y_H}{40Y_H}-\frac{i_B}{14}$	$P_1\frac{K_{HO}}{S_O}\frac{S_{NO}}{K_{HNO}+S_{NO}}\eta_{DEN}$
3	异养菌的衰减	f_I	-1				$1-f_r$	$I_B-f_I I_P$			nueNH/14	$b_H X_H$
自养微生物（硝化）												
4	亚硝化菌的生长			1		$\frac{Y_{NS}-3.43}{Y_{NS}}$		$-i_B-\frac{1}{Y_{NS}}$	$\frac{1}{Y_{NS}}$		$\frac{i_B}{14}-\frac{1}{7Y_{NS}}$	$\mu_{mNS}\frac{S_{NH}}{K_{NSNH}+S_{NH}}\frac{S_O}{K_{HO}+S_O}\frac{S_A}{K_{NSA}+S_A}X_{NS}$
5	亚硝化菌的衰减	f_I		-1			$1-f_I$	$i_B-f_I i_P$			nueNH/14	$b_{NS}X_{NS}$
6	硝化菌的生长				1	$\frac{Y_{NS}-1.14}{Y_{NS}}$		$-i_B$	$\frac{-1}{Y_{NB}}$	$\frac{1}{Y_{NB}}$		$\mu_{mNB}\frac{S_{NI}}{K_{NI}+S_{NI}}\frac{S_O}{K_{NBO}+S_O}\frac{S_{NH}}{K_{NBNH}+S_{NH}}X_{NB}$
7	硝化菌的衰减	f_I		-1			$1-f_I$	$i_B-f_I i_P$			nueNH/14	$b_{NB}X_{NB}$
反应速率观测值$[MiL^{-3}T^{-1}]$		$ri=\sum_j nue_{j,i}P_j$										
化学当量计算系数 Y_i =产率系数$(Mi\ Mi^{-1})$ f_I =颗粒衰减产物所占的比例$(MrMx^{-1})$ i_B, i_P =生物量和颗粒产物含氮量(MnM^{-1}) 指数：微生物：H, NS, NB		惰性颗粒 COD	异养生物量 COD	亚硝化菌生物量 COD	硝化菌生物量 COD	溶解氧 O_2	溶解性基质 COD	氨氮 NH_4^+ N	亚硝酸盐氮 NO_2^- N	硝酸盐 NO_3^- N	碱度 HCO_3^- mol	动力学参数： μ_{mi} = 微生物 i 的最大比生长速率(T^{-1}) b_i = 微生物 i 的衰减速率常数(T^{-1}) $K_{i,i'}$ = 微生物 i 对于组分 i' (M_iL^{-3})的饱和浓度 η_{DEN} = 反硝化因数(-) 指数 i（微生物） H、NS、NB：异养菌、亚硝化菌、硝化菌 指数 i（溶解性组分） O、S、NH、NI、NO、 A：氧、基质、NH_4^+、NO_2^-、NO_3^-、HCO_3^-

转盘的动力学、化学计量和物理参数[4] 表 6.3

异养微生物				
最大生长速率		$\mu_{max,H}$	2.00	d^{-1}
饱和常数	COD	$K_{S,COD}$	10.00	g COD/m^3
	NH_4^+	$K_{S,NH4}$	0.10	g N/m^3
	O_2	$K_{S,O2}$	0.10	g O_2/m^3
	HCO_3^-	$K_{S,ALK}$	0.10	eqv/m^3
	NO_3^-	$K_{S,NO3}$	0.50	g N/m^3
反硝化菌所占比例		η_g	0.70	-
衰减常数		b_H	0.35	d^{-1}
产率系数		Y_H	0.57	g COD/g COD
惰性组分		$f_{X,XI}$	0.08	-
生物量的含氮量		$f_{XB,N}$	0.06	g N/g COD
衰减产物中惰性组分比例		$f_{I,N}$	0.05	g N/g COD
亚硝化单胞菌				
最大生长速率		$\mu_{max,NS}$	0.35	d^{-1}
饱和常数	NH_4^+	$K_{S,NH4,NS}$	0.70	g N/m^3
	HCO_3^-	$K_{S,ALK,NS}$	0.20	eqv $/m^3$
	O_2	$K_{S,O2,NS}$	0.20	g O_2/m^3
衰减常数		$b_{A,NS}$	0.05	d^{-1}
产率系数		$Y_{A,NS}$	0.18	g COD/g NO_2^--N
硝化杆菌				
最高生长率		$\mu_{max,NB}$	0.60	d^{-1}
饱和常数	NH_4^+	$K_{S,NH4,NB}$	0.05	g N/m^3
	NO_2^-	$K_{S,NO2,NB}$	0.50	g N/m^3
	O_2	$K_{S,O2,NB}$	0.10	g O_2/m^3
衰减常数		$b_{A,NB}$	0.09	d^{-1}
产率系数		$Y_{A,NB}$	0.06	g COD/g NO_3^--N

生物膜的扩散系数[4] （单位：$10^{-6}\,m^2d^{-1}$） 表 6.4

氧	COD（葡萄糖）	氨氮	亚硝酸盐	硝酸盐	重碳酸氢盐
106	31	86	85	84	53

第 5 章中的模型较详尽地描述了异养菌与自养菌之间的竞争。计算中涉及的各工艺过程的工艺矩阵见表 6.2。其中列举了 3 组细菌的生长和衰减的情况。根据文献[4]得出的工艺过程和生物膜的动力学、化学计量与物理参数见表 6.3 和 6.4。该 3 组细菌特性的最主要差别在于自养菌的生长速率较异养菌的生长速率慢，前者为 0.35 d^{-1}，后者为 2.0 d^{-1}。应引起注意的是上述数值是不确定的，有时要大好几个数量级。

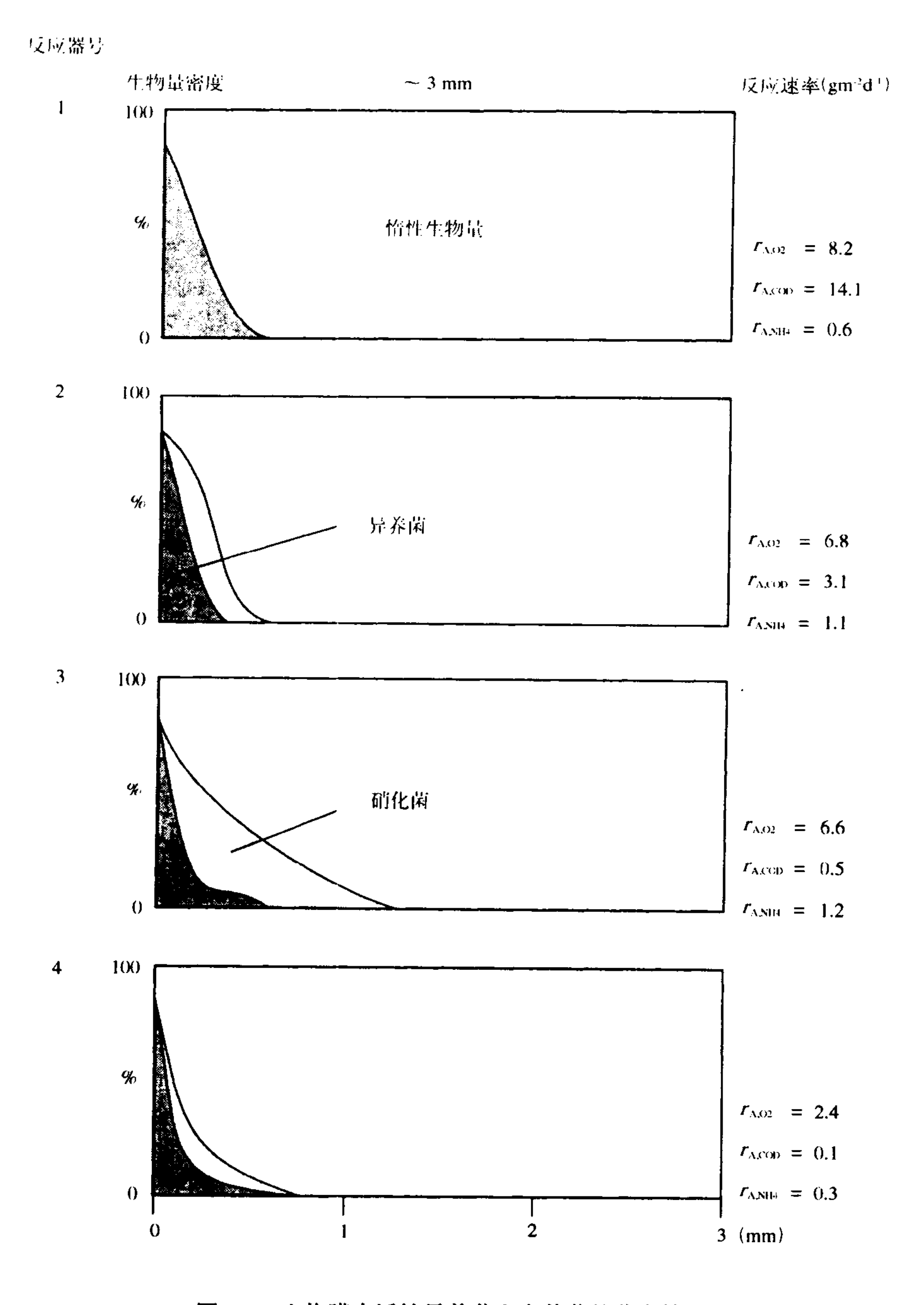


图 6.8 生物膜中活性异养菌和自养菌的分布情况

图 6.8 是对生物膜中活性异养菌和自养菌的分布与衰减生物量关系的分析。从分析中可看出，大部分生物膜是由惰性的生物量组成。图中的数据已有效地应用于生物转盘处理系统的硝化反应[7]。图 6.9 所示的为实测和计算的反应速率。图中的曲线表明，低浓度时氨氮为限制因素，而后氧又成为限制因素的情况。由于有机物较少，提高了过滤进水的硝化速率。硝化普通生物滤池中的硝化速率也同样如此[5]。

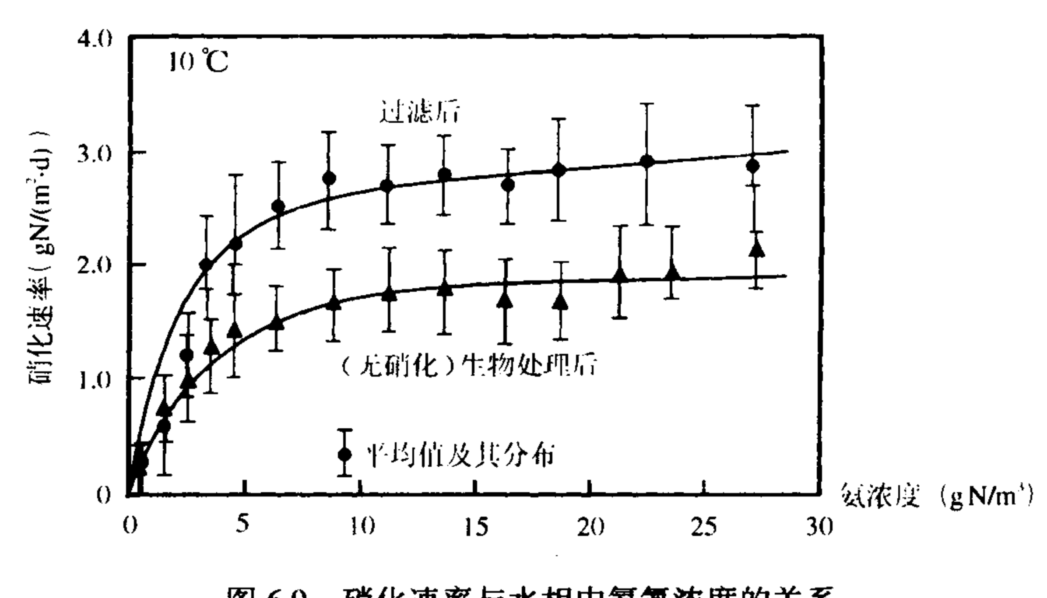


图 6.9 硝化速率与水相中氨氮浓度的关系

6.2 硝化处理系统的类型

几乎所有含有氨氮的污水也都含有有机化合物，这说明硝化反应一般与有机物氧化是同时发生的。因此，即便转化是由污泥中的许多不同微生物完成的，这两个过程的完成者是污泥（混合污泥）。极少数工业废水处理系统的污水中仅含氨氮这种耗氧物质，在这种情况下污泥中仅具有硝化菌（单独污泥）。

除了单独污泥处理系统和混合污泥处理系统的区别外，污水处理系统可大致分为单污泥处理系统（在整个生物反应器内发生硝化作用）和双污泥处理系统（其第一段可去除全部有机物但没有硝化反应，而第二段则产生极为理想的硝化反应）。

图 6.10 中例举了单污泥和双污泥活性污泥处理系统的布置。图 6.11 所示的为生物滤池中的几种主要硝化反应。即使这类处理系统按功能设计可以被假定为单污泥处理系统，但仍应被认为是双污泥处理系统。这是因为图 6.11 所示的生物池具有推流作用，而硝化菌存在的必要条件仅滤池的下半部才具备。

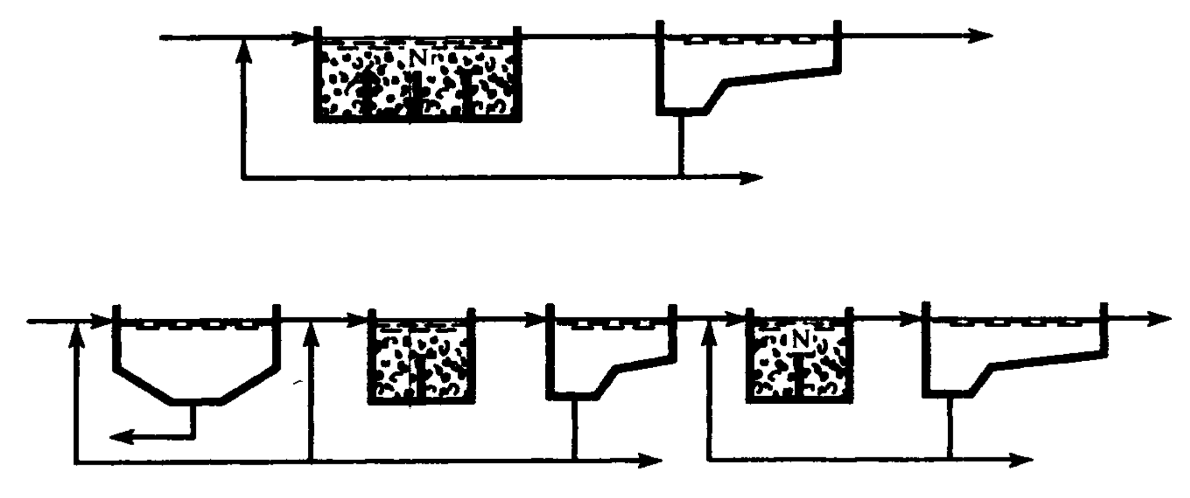


图 6.10 用于硝化反应的单池污泥和双池污泥活性污泥系统的布置

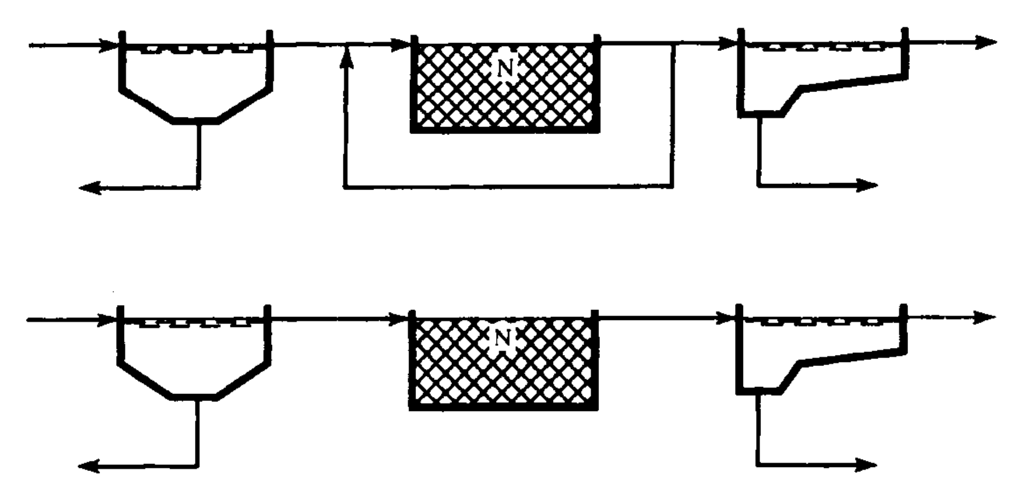


图 6.11 用于硝化反应的生物滤池

6.2.1 单独污泥硝化处理系统

实际上，如果污水中仅含有氨氮这一种耗氧基质，活性污泥法硝化处理系统是很难运行的。污泥的沉降性能通常很差，而且产泥量很少，使处理系统很难保持适量的污泥。实际工程中一般采用生物滤池处理这类污水。

6.2.2 单污泥硝化处理系统

这是最常用的硝化处理系统。所有污泥的工艺性能都是相同的，但处理系统的类型却是多种多样的，最简单的处理系统设计见图 6.12。为延长泥龄需有一个大的曝气池（与沉淀池左边的方池相比较而言）。对这类处理系统的设计做了各种不同的改进，其中有一些是实际应用的，而另一些只有理论价值。

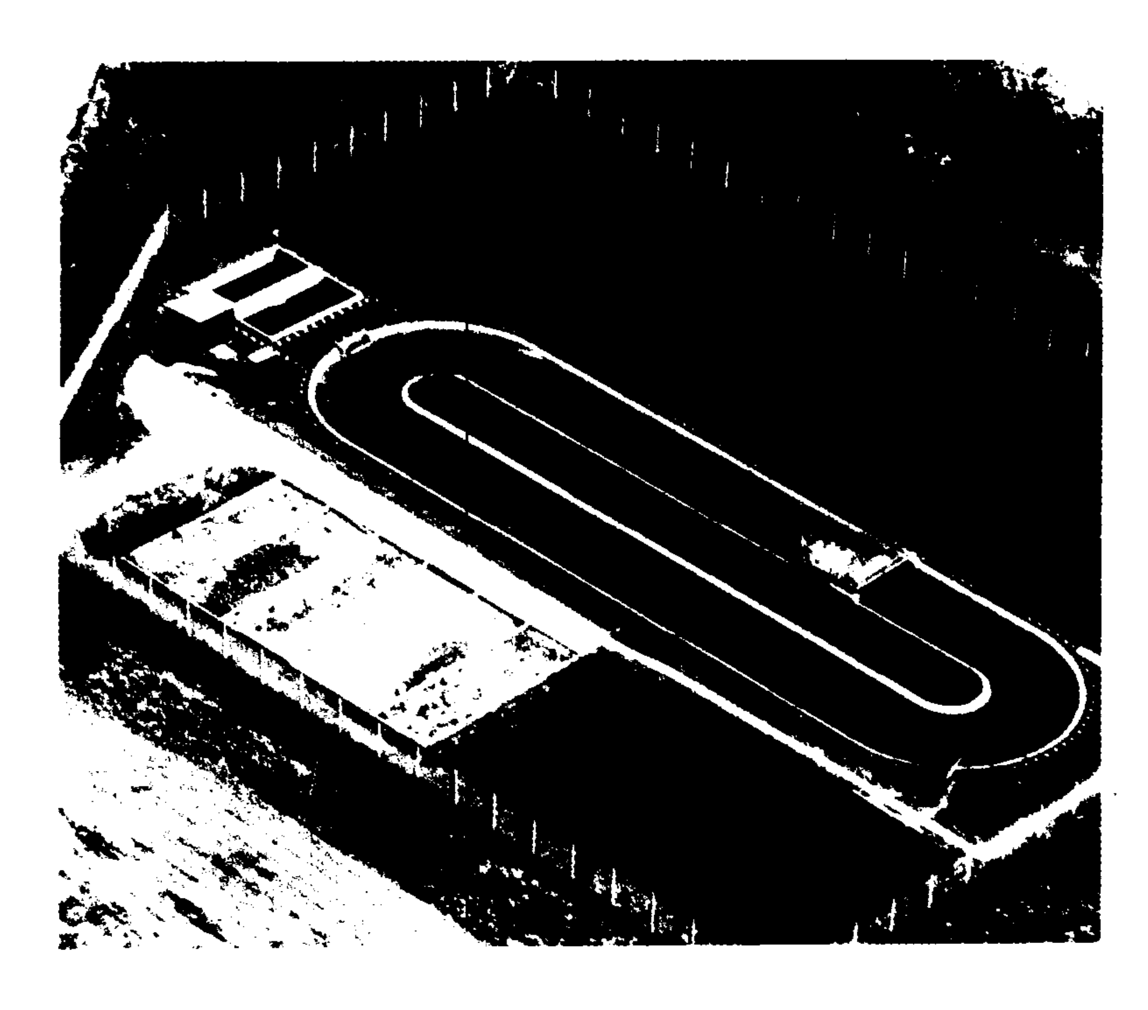


图 6.12 丹麦 Mårslet 污水处理厂用于城市污水硝化处理的传统单污泥系统——典型的丹麦设计

图 6.13 中的接触稳定工艺，其稳定池内保持的污泥浓度可以很高，而接触池内的污泥浓度则相当于一般处理厂的浓度。因此，其容积虽略小于常规处理厂也能达到所需的泥龄（及污泥量）。虽然两个池内都能产生硝化反应，但只有稳定池才有足够长的水力停留时间来完成完全硝化。

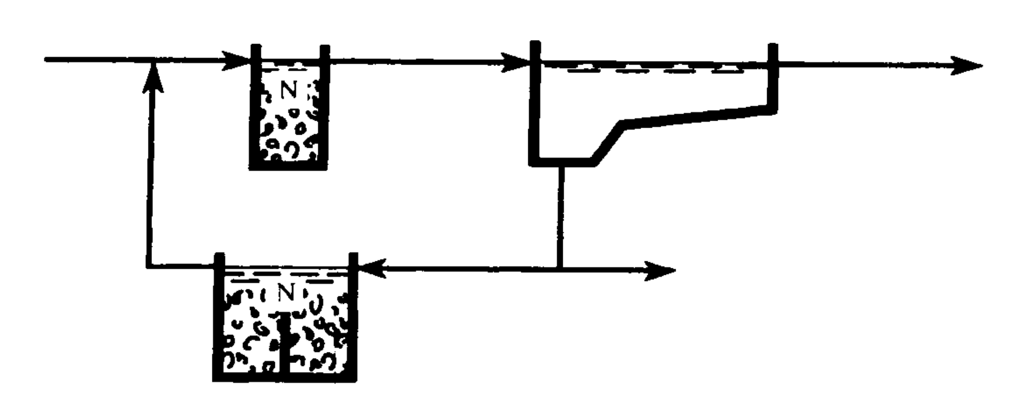


图 6.13 接触稳定工艺用于部分硝化

大部分有机物是在接触池内去除的，而硝化反应则是在允许的时间范围内达到可能的程度。这类处理系统的特性是硝化反应稳定但不完全。稳定池能保证获得硝化菌，但硝化的程度取决于接触池内污水和污泥的接触时间。

在图 6.14 所示的交替运行处理系统中，按图 6.15 所示的运行周期，池子被交替用作曝气池和沉淀池。这类处理系统由于造价低，在德国、荷兰和丹麦得到广泛应用。在研究这种处理系统有无硝化的可能性时，应认识到，由于大部分污泥沉淀在起沉淀池作用的池子底部，好氧泥龄比总泥龄低得多。根据图 6.15 所示出的运行周期，好氧泥龄仅为总泥龄的 3/8。

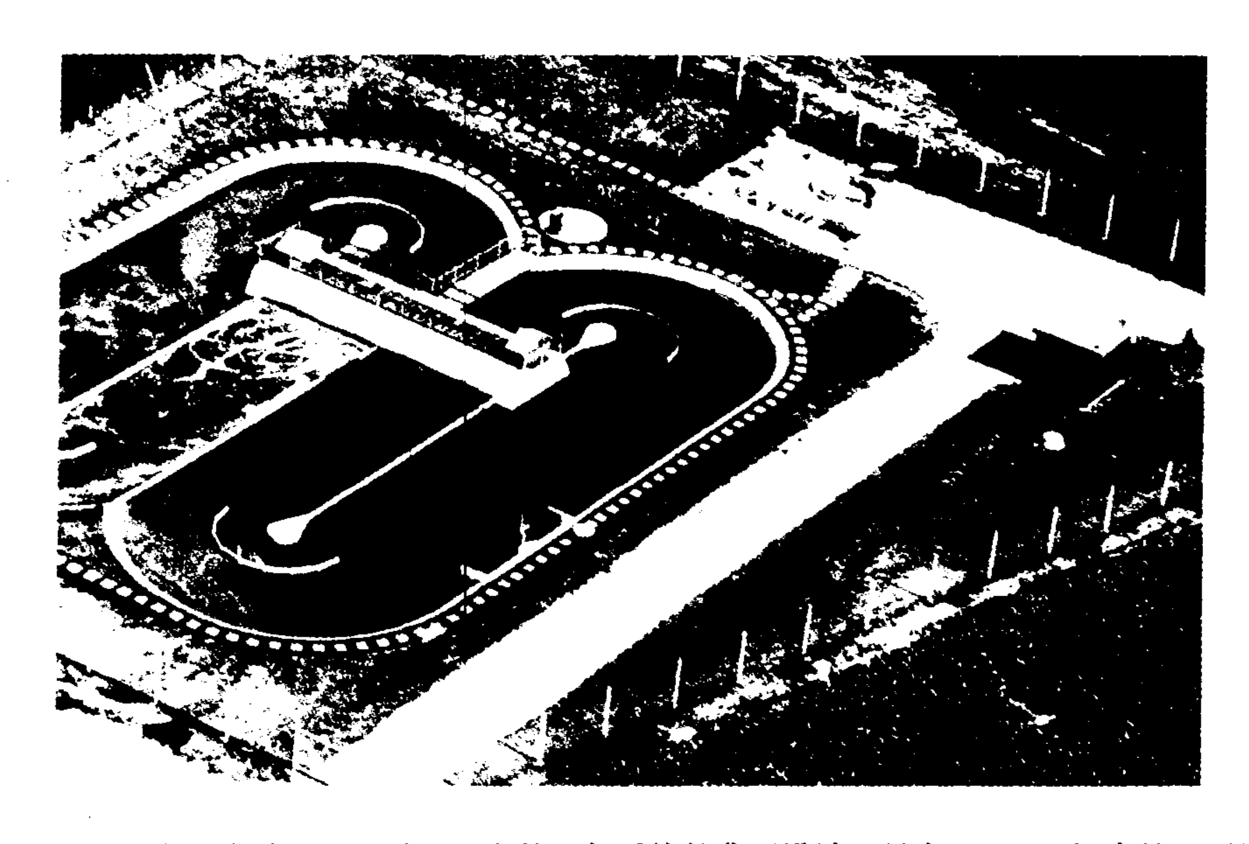


图 6.14 城市污水硝化处理单污泥交替运行系统的典型设计（丹麦 Bording 污水处理厂）

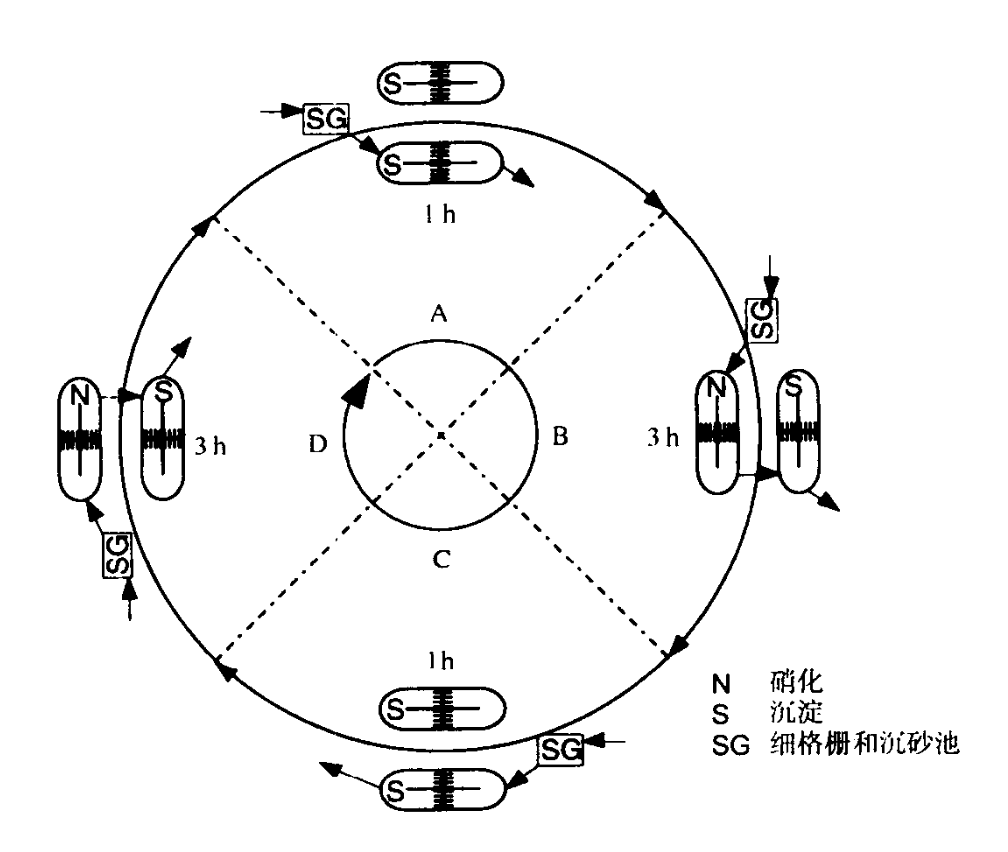


图 6.15 单污泥交替运行硝化系统的运行周期

在A阶段和C阶段、以前的硝化池成为沉淀池，此时原污水进入正在运转的沉淀池的一端；在转换到B或D段前，污水不可能流出

【例6.4】 图6.14中的处理系统的运行周期如图6.15所示，求必要的池容。

污水量为1 700 m³/d, BOD浓度为0.25 kg/m³。污泥产率0.6 kg SS/kg BOD。该处理系统的出水水质要求为0.02 kg BOD/m³ （20 mg BOD/L），最低温度为8℃。

按式（4.13）计算产泥量：

$$F_{SP} = Y_{OBS}(C_1 - C_3)Q_1 = 0.6 \times (0.25 - 0.02) \times 1\,700 = 235 \text{ kg SS/d}$$

根据表4.5，好氧池中污泥浓度估计为5 kg SS/m³。按图6.2估计，好氧泥龄需要14 d。根据图6.15中的运行周期，好氧泥龄为总泥龄的3/8（每8 h中只有3 h曝气和硝化），所需总泥龄为：

$$\theta_X = 14 \times 8/3 = 37 \text{ d}$$

根据式（4.14）计算两个曝气池的总容积：

$$\theta_X = \frac{V_2 X_2}{F_{SP}}$$

$$V_2 = \frac{\theta_X F_{SP}}{X_2} = \frac{37 \times 235}{5} = 1\,740 \text{ m}^3$$

两池的总容积应是1 740 m³，其水力停留时间 $\theta = V/Q = 1\,740/1\,700 \approx 24$ h。

该例也可以用污泥浓度来计算，但产率系数和污泥浓度必须已知（以其他单位表示，如COD、VSS）。

如图6.16所示的分段进水处理系统属于推流式工艺，原污水的分段进水可保证长度方向的耗氧量均匀分布以及对原污水的合理稀释，使冲击负荷状态下（如氨氮）不致于因氧的限制而受到抑制。

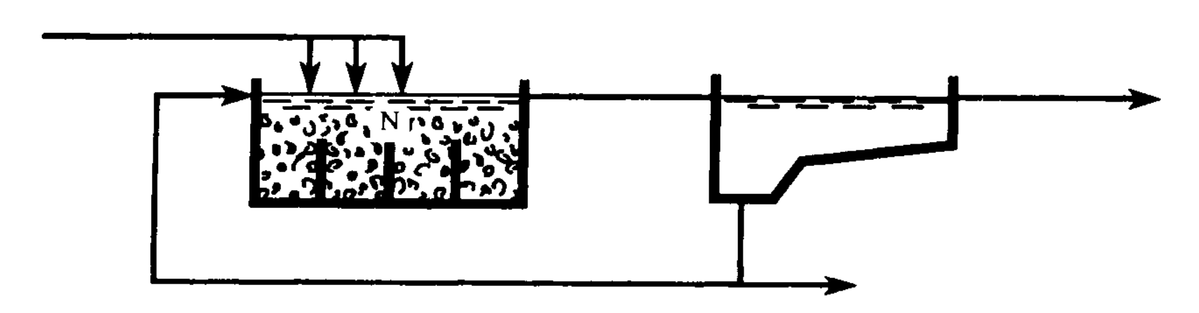


图 6.16 原污水“分段进水”的硝化处理系统

6.2.3 双污泥处理系统中的硝化反应

在图 6.17 所示的双污泥处理系统中硝化反应的特点为，处理系统的第 1 段主要去除有机物，其工艺条件不允许硝化反应的发生。

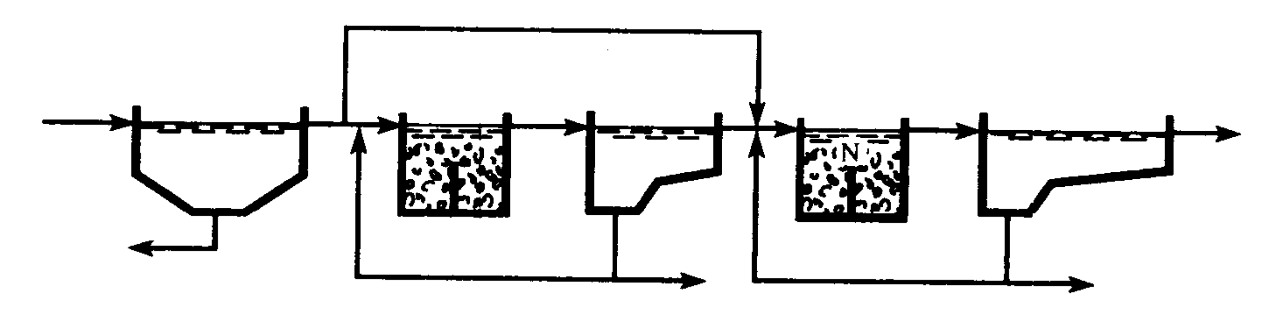


图 6.17 双池污泥硝化系统

该处理系统第 2 段专用于硝化。由于大部分有机物的去除和污泥的产生均已经在第 1 段完成，因此，可以通过较小的容积达到硝化所需的泥龄。计算第 2 段污泥泥龄时（见式（4.14）），分母的数值（产泥量）大幅度下降。

图 6.18 给出了两段反应器容积与进入硝化段的进水 COD/TN 比值的关系。从图可见，第 1 段去除大部分有机物时，总容积最小。在扩建现有处理系统使其具有硝化功能时往往采用此类处理形式。该处理系统最老的部分，包括污泥处理部分，仍可继续保持其厌氧消化工艺，而新建部分将按硝化和污泥好氧稳定来设计。实际上，在第 2 段硝化造成的低产泥率使泥质很差，但在硝化段加入少量原污水就可解决此问题。

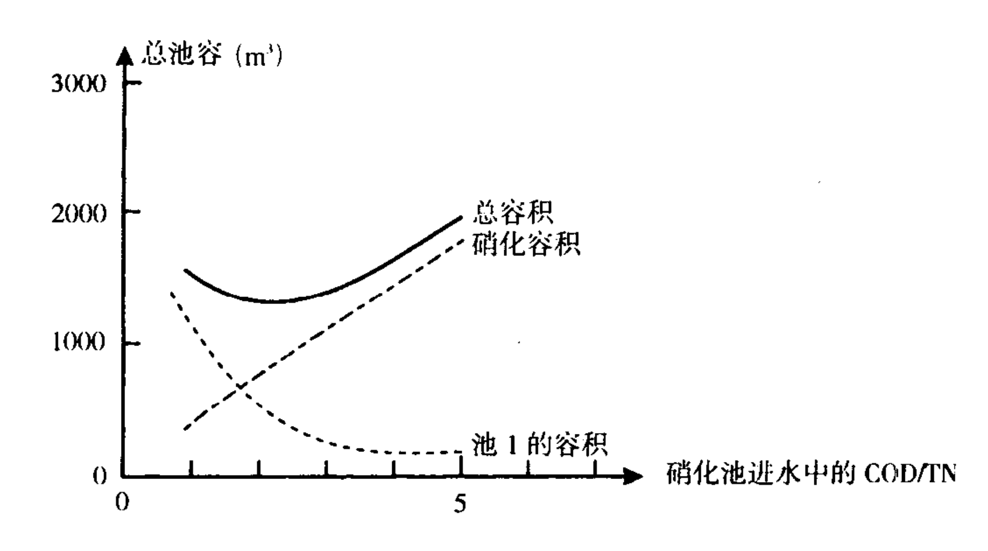


图 6.18 双污泥系统的总池容及其在两池间的分布与污水成分的关系

假定池 1 含有 1 000 kg COD 和 100 kg TN/d

6.2.4 单污泥硝化滤池处理系统

仅进行氨氮氧化的污水处理系统一般都采用生物滤池工艺，这是因为生物滤池中细菌的附着力很强，尽管产泥量少，池内仍能保持足够的生物量。由于产泥量少，滤池出水一般不需要沉淀处理。

6.2.5 双污泥硝化滤池处理系统

既要氧化有机物又要氧化氨氮的生物滤池为双污泥处理系统。这种处理池型类似于推流式池型，并且根据与硝化标准相关的式（6.8）判断：由于 S_{BOD}/S_{O2} 比值很高，处理系统入口处不会发生硝化，但整个处理池内有机物浓度的不断下降意味着池内某一点之后将可能出现硝化。在低负荷情况下，可采用传统的石质滤料生物滤池进行硝化（见图 6.19）。图 6.20 所示的为 Lundtofte 处理厂硝化反应的年变化情况，硝化程度往往是有限的，而且明显受生物过程温度系数的影响。

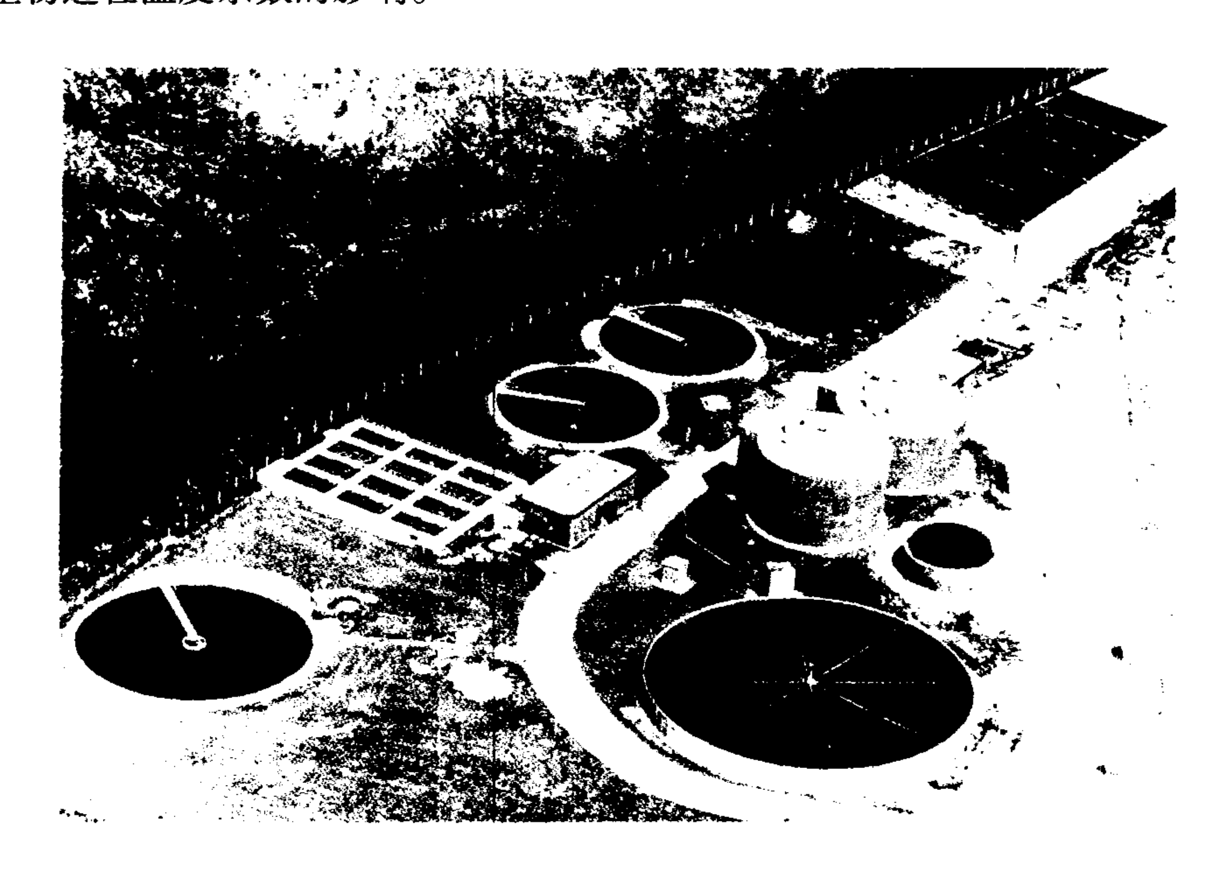


图 6.19 丹麦 Hammel 污水处理厂传统石质滤料生物滤池在低负荷与高温期间可发生硝化（1997）

德国文献[6]推荐下列方法进行城市污水的硝化（其定义参见第 5 章第 5.7 节）：

石质滤料普通生物滤池：

$B_V = 200\ \text{g BOD/(m}^3\cdot\text{d)}$

$B_{A,V} = 0.4 \sim 0.8\ \text{m/h}$

$R \leqslant 1$

塑料滤料普通生物滤池：

$B_A = 2\ \text{g BOD/(m}^2\cdot\text{d)}$

$B_{A,V} = 0.6 \sim 1.5\ \text{m/h}$（$100 < \omega < 200\ \text{m}^2/\text{m}^3$）

$R \leqslant 1$

生物转盘：

$B_V = 4 \sim 5\ \text{g BOD/(m}^2\cdot\text{d)}$

德国推荐值所依据的污水温度为 12℃以上。按照上述负荷，根据对数统计分布，出水的 BOD 浓度可达到 $C_{BOD} = 5 \pm 40\%$，氨氮浓度 $C_{NH4} = 1.5 \pm 50\%$。

通过开发新型滤池滤料，可在常规生物滤池内实现完全硝化，但就大多数实用性目的而言，该工艺在经济上缺乏竞争力。

图 6.21 所示的是用于城市污水硝化处理的生物转盘。该处理系统由 4 个串联的完全混合池组成，非常近似于推流式。在处理系统的入口处去除有机物，而在出口附近进行氨氮的氧化。在硝化生物滤池设计中，还可以采用淹没式曝气滤池或纯氧曝气滤池。

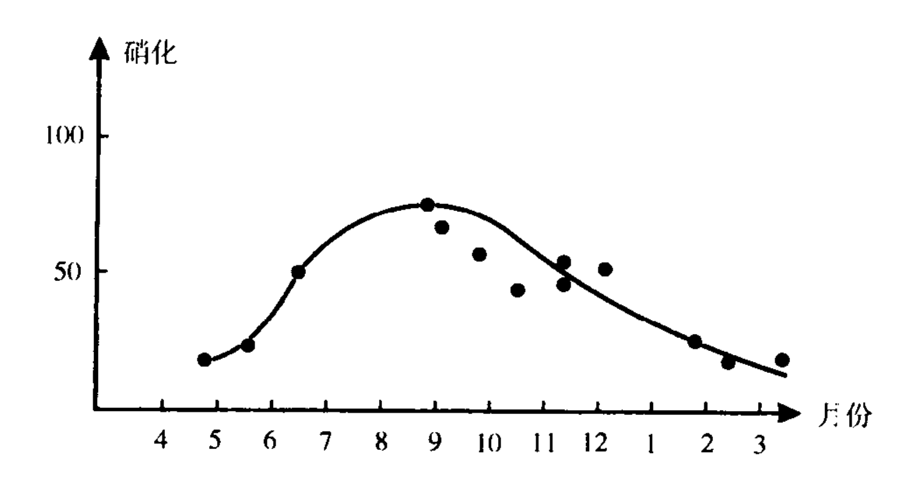


图 6.20 丹麦 Lundtofte 污水处理厂传统低负荷生物滤池中典型的硝化情况

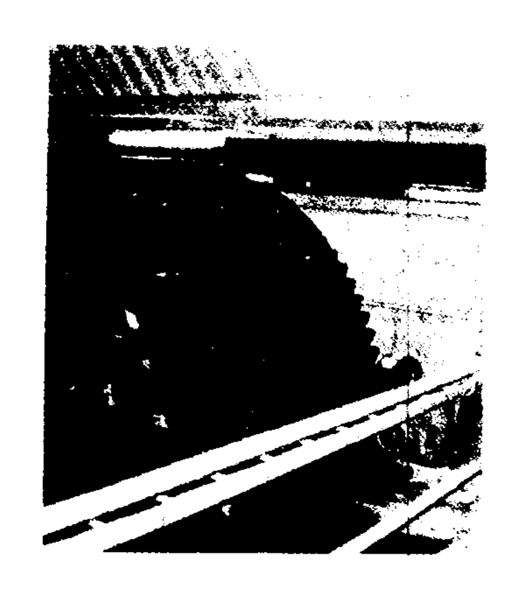



图 6.21 用于城市污水硝化的转盘滤池

6.2.6 生物滤池/活性污泥联合硝化处理系统

对于双污泥处理系统的硝化设计，其实现方式当然可以是一段为生物滤池而另一段为活性污泥工艺，如图 6.22 所示。

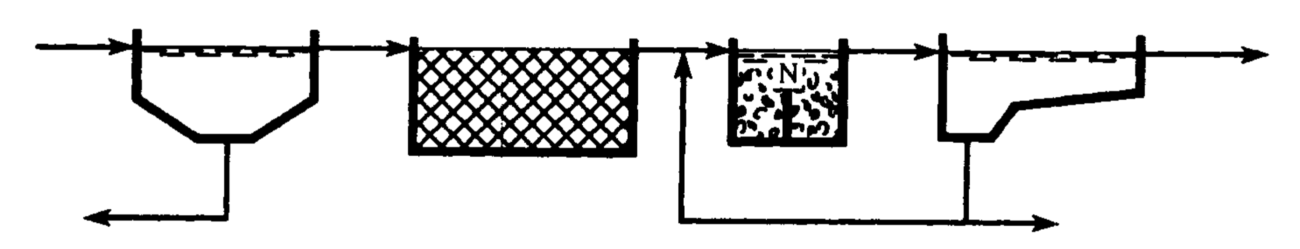


图 6.22 双污泥处理工艺（第 1 段为生物滤池，第 2 段为活性污泥法硝化处理）

这种处理系统在 60 年代颇受欢迎，但后来却被活性污泥法处理系统所取代，仅仅因为活性污泥法的初始费用较低。然而近年来，特别是开发了新型塑料滤料取代传统石质滤料作为细菌生长的载体之后，这类联合处理系统（滤池/活性污泥）又重新引起人们的重视，尤其是处理高浓度工业废水的情况。

6.3 硝化处理系统的设计

对硝化处理系统的设计，文献报道提出了许多建议，但得到实际应用的却很少，其主要原因是硝化反应常常不是设计所要依据的唯一工艺过程。必须对许多不同因素加以考虑之后才能确定采取哪种设计为好，因此处理系统的设计千变万化，很难规定统一的标准。

6.3.1 活性污泥法硝化处理的设计

活性污泥法硝化处理的设计与去除有机物的设计稍有不同。通常是一个完全硝化或无硝化的问题，如果环境允许硝化菌存在，则能导致完全硝化；如不允许硝化菌存在，则无硝化可言。因此设计的目的是要保证有无硝化菌存在，如同去除有机物的情况一样，其目的在于能否达到所要求的处理效率即出水水质。因此，设计标准是很简单的。

下面将讨论活性污泥法硝化处理系统的 3 种设计。此外，对硝化反应最优化的原理以及关于达到稳定硝化条件的问题也将予以讨论。

1. 根据污泥负荷设计

这是最常用的设计方法，其特点是，在任何一种情况下都与污水的氨氮含量或污泥中的硝化菌含量无关。

根据污泥负荷设计时：

$$B_{X,BOD} = Q_1 C_{BOD,1}/(V_2 X_2) \tag{4.11}$$

按此式可求出曝气池的容积 V_2：

$$V_2 = Q_1 C_{BOD,1}/(X_2 B_{X,BOD}) \tag{4.21}$$

如果所需的污泥负荷很低（0.15 kg BOD/(kg SS·d)），则硝化可以发生，见表 6.5。丹麦的许多处理厂按污泥稳定来设计，也就是说比硝化所要求的负荷低得多，这种处理厂的硝化是不成问题的。

10℃时根据污泥负荷设计的活性污泥法处理系统 **表 6.5**

污泥负荷（kg BOD(S) /(kg SS(B)　）	0.05	0.15	0.3	0.6
出水的 BOD 浓度（g/m³）	5～10	10～20	15～25	20～40
硝化反应	有	有	无	无
污泥好氧稳定	是	否	否	否

2. 根据好氧泥龄设计

较先进的设计是根据好氧泥龄。此时需集中注意系统中的硝化细菌活性，但设计中采用的仍然是污水中的有机物含量和污泥的总量。

根据好氧泥龄设计时，可按式（4.14）计算：

$$\theta_{X,aerobic} = M_X / F_{SP} = V_2 X_2 / F_{SP}$$

$$V_2 = \theta_{X,aerobic} F_{SP} / X_2 \tag{6.9}$$

污泥含量及曝气池的运行方式确定后，可根据好氧泥龄的需要求出必要的池容，图 6.2 是确定$\theta_{X,aerobic}$常用的曲线。

【例 6.5】 硝化处理系统的设计。图 6.23 所示的是两种硝化处理系统的布局和运行周期。要求估算温度为 10℃但不要求污泥稳定的情况下这两种处理系统达到完全硝化所需的容积。

处理系统的负荷为 20 000 PE，来源于一个普通的城市社区。

按照图 6.2，这两种处理方案的好氧泥龄为 11 d。由于处理的是普通城市污水，负荷变化和限制性物质不会带来特别的问题，不需额外的安全系数。如果设计有单独的二沉池，则曝气池内的污泥都是好氧的。处理系统的典型污泥浓度为 3 kg VSS/m³，产率系数为 0.6 kg VSS/kg BOD，根据式（6.9）求出所需的容积：

$$V_2 = \theta_{X,好氧} F_{SP}/X_2 = \theta_{X,aerobic} Y_{obs} (Q_1 C_1 - Q_1 C_3)/X_2$$

$$V_2 = 11 \times 0.6 \times (1\,200 - 60)/3 = 2\,510\ m^3$$

$Q_1C_1 = 1\,200$ kg BOD/d 是 BOD 负荷量（60 g/(PE·d)，20 000 PE），Q_1C_3是出水 BOD 量。估计可去除 95%的 BOD，即 $Q_1C_3 = 0.05 \times 1\,200 = 60$ kg BOD/d。

如果处理系统未设计二沉池，则平均 3/8 的曝气池是好氧的。平均污泥浓度同上，好氧所需容积为 2 510 m³，该处理系统的总容积为 (3/8)×2 510 = 6 690 m³。

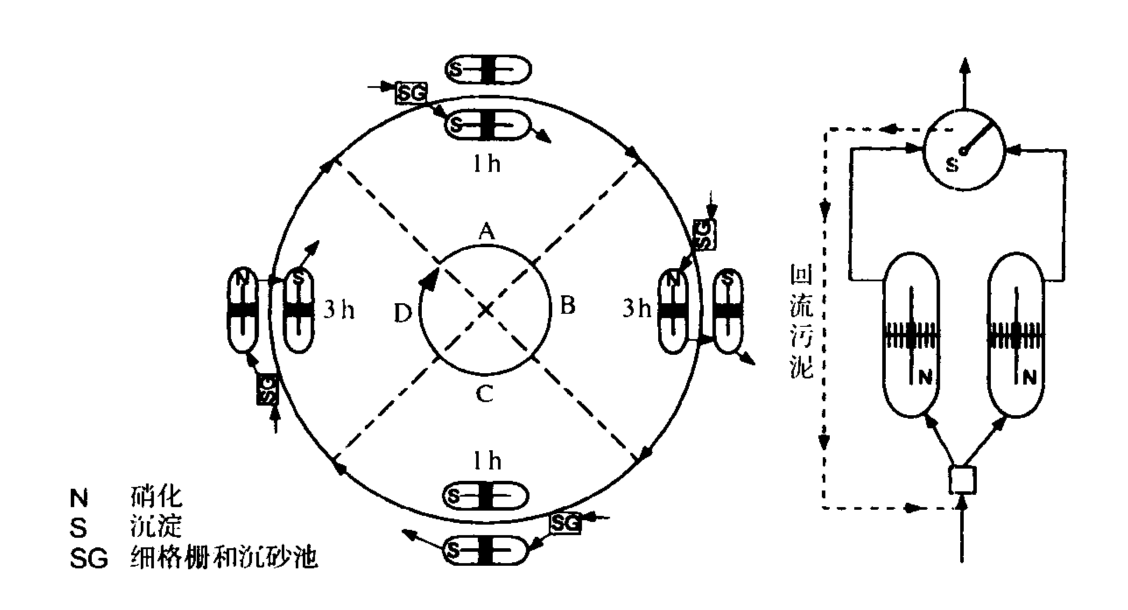


图 6.23 城市污水两种硝化处理系统的布置和运行周期

3. 计算机辅助设计

有多种复杂程度各异的计算机程序可用于硝化系统的设计，设计中可包括每天的变化。进水中氮的巨大变化会导致出水中氨氮的穿透，从图 6.24 可看出，在设计中考虑负荷的变化是非常重要的。

图中的模拟试验结果表明，系统中的氮出现超负荷，故每天早晨都出现氨氮穿透。这是由于进水氮浓度高以及高浓度氨氮的脉动内回流所造成的。消化池、污泥浓缩或污泥

脱水中的上清（分离）液具有这种特征。这种内回流往往在早晨或中午即处理系统高负荷运行时随着脉动进水而进入。通过计算机计算可求出解决内回流问题的最佳运行方式。

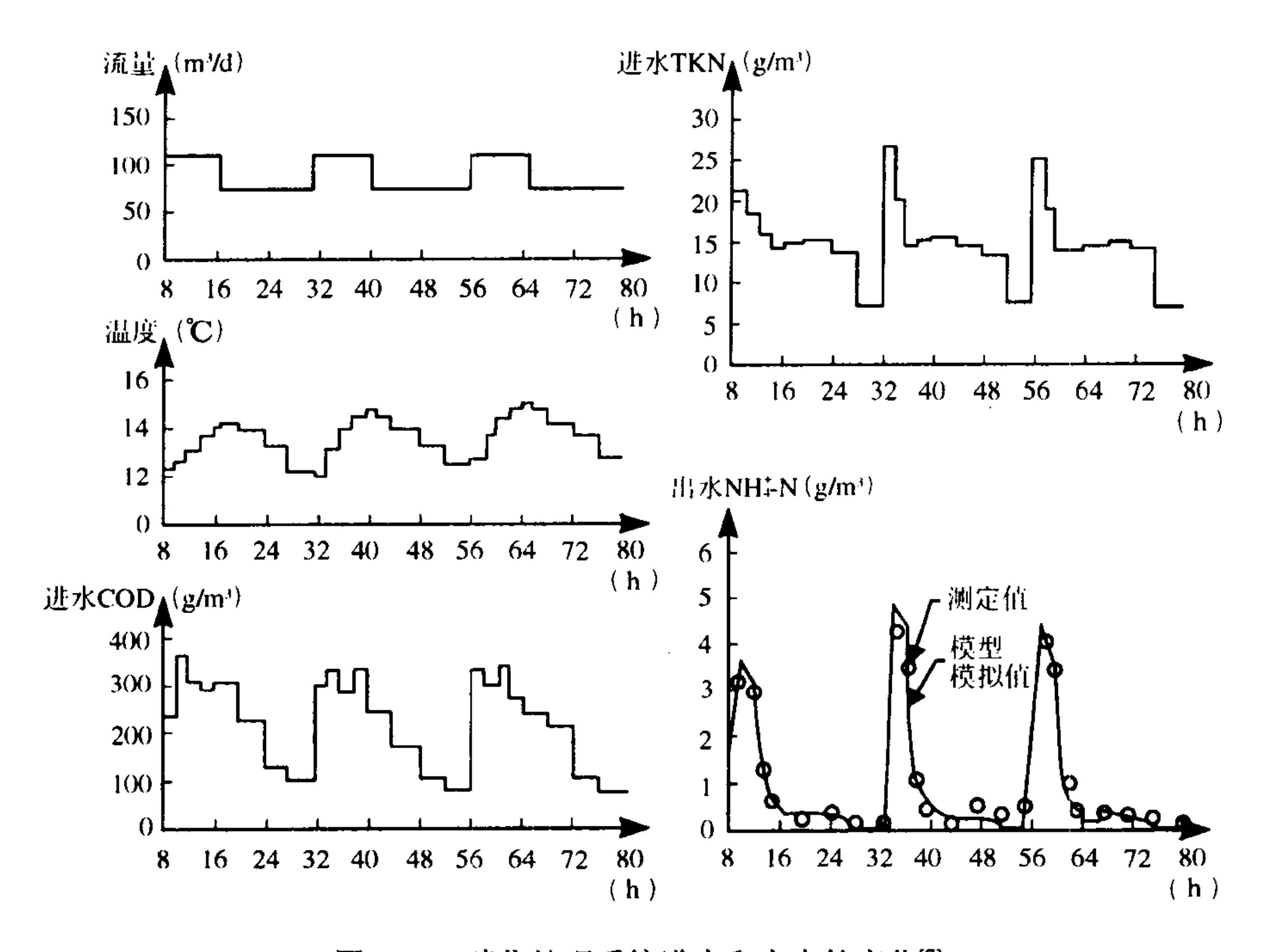


图 6.24 硝化处理系统进水和出水的变化[7]

6.3.2 硝化处理系统运行的最优化

许多处理系统在寒冷季节很难维持硝化反应。从图 6.25 可看出这种处理系统的典型数据。

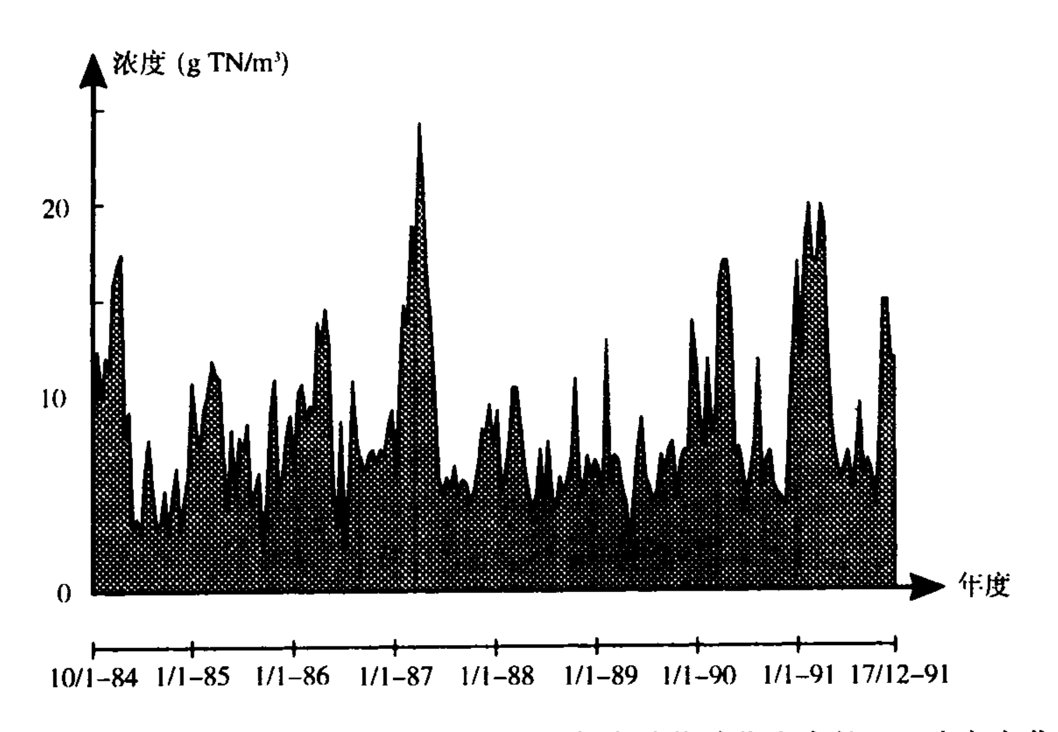


图 6.25 丹麦 Silkeborg Søholt 污水处理厂在寒冷季节硝化出水的 TN 浓度变化情况

春季的峰值是由于出水中高浓度氨所致

好氧泥龄太短。采实际工程中，提高硝化速率的可能性是很多的，有好几种实施方法。可通过池子加盖的方法增加温度以提高反应速率；可去除污水中存在的限制性物质；由于硝化反应导致 pH 值下降，在软水地区可采用加石灰的方法来保证 pH 值。硝化反应与基质浓度有关（见表 6.1），说明提高氨氮和氧的浓度可提高去除率。但提高氨氮的浓度没有什么作用，这是因为氨氮浓度的提高很快使去除率与氨氮浓度无关。提高氧浓度则可以使硝化反应速率有明显提高，图 6.26 给出了氧与硝化反应速率的关系。

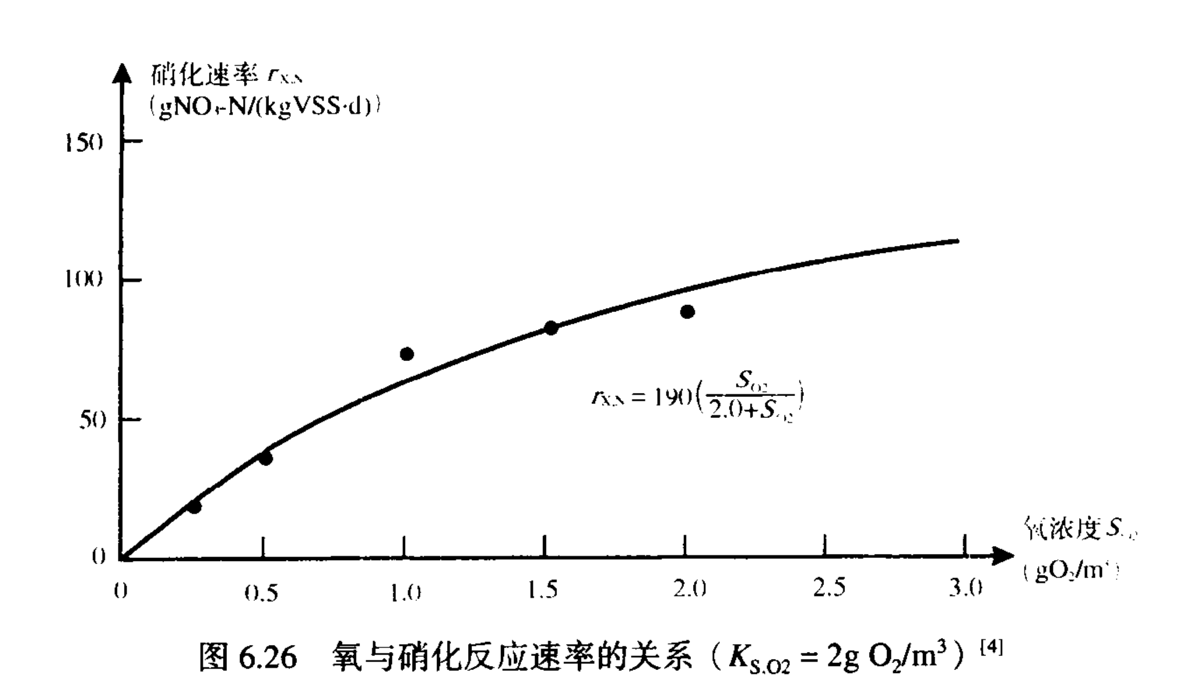


图 6.26　氧与硝化反应速率的关系（$K_{S,O2}=2g\ O_2/m^3$）[4]

6.3.3 硝化生物滤池的设计

对于硝化生物滤池的设计尚无合适的规定，最近随着滤池不同石料和塑料滤料的开发，用生物滤池进行硝化开始具有吸引力，而且现已开发出一种淹没式滤池，将空气注入到附着生物膜的滤池滤料中。

下面将讨论两类设计。第一类是工程实践中最常用的，而另一类主要用于仅作为处理系统硝化部分的生物转盘硝化设计，在第 5 章生物膜动力学概念中已举例说明了。

1. 第一类设计

此设计方法的依据是整个滤池中每平方米滤料的日平均氨氮去除量。根据式（6.5）：

$$Q_1\,(C_{N,1}-C_{N,3})=r_{A,NH4}\,A_{2*}$$

必须通过试验求出或根据采用类似设计并处理同类污水的处理系统得出零级去除速率 $r_{A,NH4}$。表 6.6 示出的是转盘在处理各种工业废水时的典型去除速率，根据此表求出的氨氮去除量也可于生活污水处理系统的设计，系统内大部分有机物可得到去除，参见式（6.8）中生物滤池硝化反应的界定。对于城市污水的完全硝化处理，德国的负荷建议值为 4～5 BOD/(m^2·d)。

根据温度变化对去除率进行校正是很有必要的。

2. 第二类设计

下面将介绍生物转盘硝化的设计方法。此方法依据的是第 5 章所述的可溶性物质去除的基本原理。图 6.28 阐述了此方法的主要原理，并作了简化以获得足够清楚的界定标准。

硝化生物膜系统在 20℃情况下的平均去除速率　　表 6.6

	硝化速率 $r_{A,NH4}$（g N/(m²·d)）	
废水类别	最低值	最高值
制革废水	2.35	2.61
肥料工业	2.36	2.67
沥滤液	2.42	2.66
城市污水，1	2.03	2.56
城市污水，2	1.69	1.82
城市污水，3	2.20	2.56
城市污水，Büsnau	4.61	4.84
合流污水管溢流	1.53	1.97
煤气厂废水	2.25	2.36
焦油废水	0.04	0.12

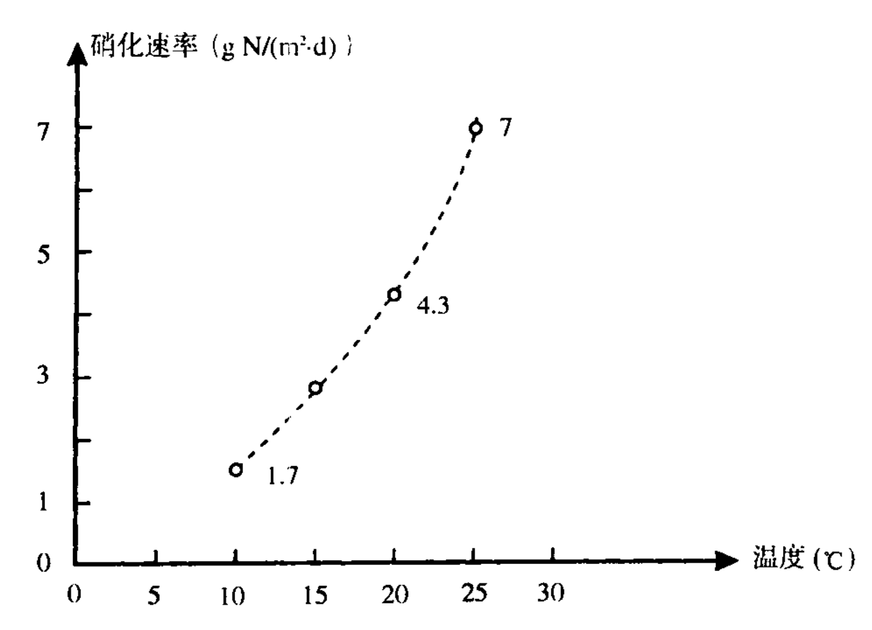


图 6.27 南非约翰内斯堡北部处理厂活性污泥硝化池
过度曝气会导致能源浪费和产生气溶胶

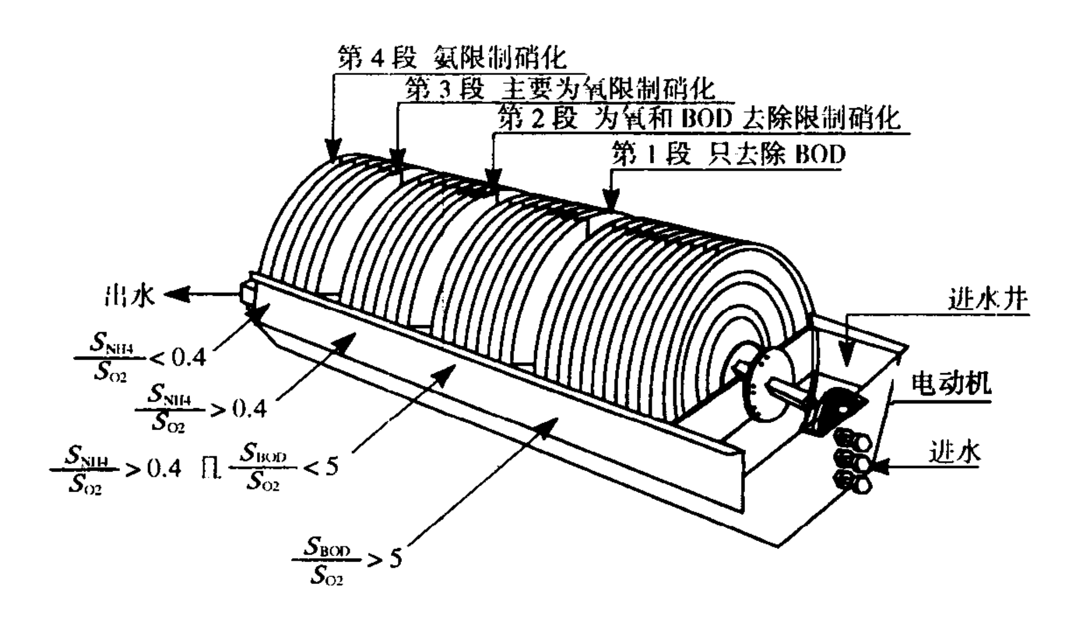


图 6.28　生物转盘硝化处理的主要设计原理

该处理系统的第 1 段无硝化反应，有机物浓度很高以至硝化菌无足够的生长时间，参见获得硝化的判定标准。

在处理系统的第 2 段，既能去除有机物又能进行硝化反应。因硝化反应受到氧浓度的限制以及由于存在异养菌而“冲淡”了硝化菌，氨氮浓度较高。

在处理系统的第 3 段，有机物基本上消失了，所以该段起着纯硝化的作用，其去除率受到氧的限制。

处理系统的第 4 段中，氨氮浓度很低，因此去除速率不再受氧的限制而是受氨氮浓度的限制。

由此可见，生物转盘处理系统的设计十分复杂，不仅需要控制氨氮的去除，而且还要控制有机物的去除以及氧的供给和消耗。处理系统的上述分段适用于正常处理系统的所有情况。实际上，处理系统的各段受其中一种限制现象的控制，但所有现象未必需要在各个处理系统中都出现。实际的设计可以从原污水进水开始，然后逐步计算；或者从出水水质开始，然后逐步计算处理系统上游的处理过程。无论哪种方法都需要进行多次计算，才能确保最佳设计。

根据简化了的生物膜动力学完成设计后，可用更详尽的模型重新计算，但只能靠计算机完成。

表 6.2 中列出了全部工艺过程，包括异养菌参与的去除过程和反硝化过程(见第 7 章)，亚硝化菌和硝化菌等自养菌参与的去除过程，以及衰减过程。表 6.3 和表 6.4 给出了所采用的参数，表 6.7 是生物转盘处理系统中 4 个处理段的计算结果（污水来自初沉池，总负荷为 5 g BOD/(m^2·d)），氨氮从 25.0 g/m^3 降至 0.6 g/m^3；而硝酸盐氮则从 1.0 g/m^3 上升至 19.8 g/m^3。

生物转盘处理系统 4 个处理段的计算结果（总负荷为 5 g BOD/(m^2·d)）[4]　　表 6.7

进水量（m^3/d)：4 000		回流量（m^3/d)：0			
池号	进水	1	2	3	4
容积 (m^3)		100	100	100	100
表面积 (m^2)		30 000	30 000	30 000	30 000
K_{La}值 (d^{-1})		600	600	600	600
氧	2.0	6.3	7.4	7.7	9.3
COD 降解 (g/m^3)	150.0	34.7	7.0	2.1	1.5
NH_4^+-N (g/m^3)	25.0	20.1	11.8	2.7	0.6
NO_2^--N (g/m^3)	0.5	0.5	0.5	0.3	0.2
NO_3^--N (g/m^3)	1.0	0.6	7.9	17.2	19.8
HCO_3^- (mol/m^3)	6.0	5.7	4.6	3.3	2.9
惰性 COD (g/m^3)	30.0	32.9	34.3	35.3	36.1
异样生物量 (g/m^3)	120.0	167.6	175.1	6	163.0
亚硝化菌 (g/m^3)	0.0	0.1	0.1	0.1	0.1
硝化菌 (g/m^3)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

参考文献

[1] Gönenc, E. and P. Harremoës (1990): Nitrification in Rotating Disc Systems. II. Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. Water Res., 24, 499-505.

[2] Gönenc, E. (1982): Nitrification on Rotating Biological Contactors. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby.

[3] Szwerinski, H., Arvin, E. and P Harremoës (1986): pH-Decrease in Nitrifying Biofilms. Water Res., 20, No. 8, 971-976.

[4] Gujer, W. and M. Boller (1990): A Mathematical Model for Rotating Contactors. Water Science & Technology, 22, No. 1/2, 53-73.

[5] Boller, M. and W. Gujer (1986): Nitrification of Tertiary Trickling Filters followed by Deep-bed Filters. Water Res., 20, 1363-1373.

[6] Abwassertechnishe Vereinigung (1985): Lehr- und Handbuch der Abwassertechnik, Bd.IV (Textbook for Wastewater Engineering, volume IV), 900 pp, ISBN 3-433-00905-8, Ernst & Sohn.

[7] Gujer, W. (1985): Ein dynamisches Modell für die Simulation von komplexen Belebsschlammverfahren (A dynamic model for the simulation of complex processes of activated sludge). EAWAG, Dübendorf.

[8] EPA (1975): Process Design Manual for Nitrogen Control. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C.

[9] Harremoës, P., Sekoulov, I. and L. Bonomo (1981): Design of Fixed Film Nitrification and Denitrification Units based on Laboratory and Pilot Scale Results. In: EAS-ISWA '81. 5th European Sewage and Refuse Symposium, Munich 22-26 June 1981, pp. 423-451. GFA e.V., St. Augustin.



活性污泥硝化池，过量曝气导致能量浪费和气溶胶的产生

（南非 Johannesburg 北部污水处理厂）

第 7 章 反硝化处理系统

Jes la Cour Jansen , Poul Harremoës , Mogens Henze

当今许多国家已意识到必须去除污水中的氮。氮、磷的排放导致受纳水体富营养化并使之不适于养鱼和洗浴。同时，氮排入淡水水体中后就意味着该水体不宜作为饮用水水源。对于饮用水主要取自地下水的国家来说，后一问题并不紧迫。然而，在主要以地表水作为饮用水水源的国家，如中欧、北美和南非，这可是至关重要的问题。

氮的去除有以下几种物理、化学和生物处理方法：

- 离子交换（饮用水）；
- 反渗透（饮用水）；
- 氨的吹脱（污水）；
- 化学反硝化；
- 化学沉淀（$MgNH_4PO_4$）；
- 生物反硝化（饮用水和污水）；
- 同化（吸收）。

生物反硝化是污水处理的主要工艺过程。细菌通过反硝化过程使硝酸盐转化为游离氮。当氮以还原氮的形式存在于一般的城市污水中时，则必须在反硝化之前先进行硝化（见第 6 章）。因此，不要孤立地考虑反硝化，而必须与前面的硝化反应联系起来考虑。通过反硝化，硝酸盐使有机化合物得到氧化，也就是说，在有机物生物降解过程中硝酸盐取代了氧。这说明反硝化过程也可以被认为是去除有机物的一个部分。在没有氧的情况下，许多细菌可以利用硝酸盐取代氧成为氧化剂，这一事实更说明了这种关系。

反硝化、硝化和去除有机物之间的关系对除氮过程的发展有着重要的影响，把上述工艺过程适当地结合在一起，已成功应用于生产性污水处理厂中。

与污水处理相关的反硝化是一种较新的工艺过程。仅在 25 年前才在文献[1]中涉及第一个有效除氮的工艺设计，以后的发展很迅速。即使现在（1994）已有 1 000 多个这样的处理厂，但运行时间在 10 年以上的处理厂极少。因此，这方面的经验很大程度上是在实验室或半生产性规模研究中取得的，也正因为这样，有关生物滤池反硝化方面的技术知识几乎只能根据中试获得。

7.1 反硝化处理的物料平衡

如前面所述，反硝化过程往往与有机物（或氢或硫）的氧化有关，反硝化过程可以是单独进行，也可以是硝化、反硝化过程混合进行。不管如何设计处理厂，微生物反硝化过程基本相同，所不同的是有机物的消耗量（所需的 C/N 比）以及反硝化菌在生物量中

所占的百分率。

7.1.1 单独反硝化处理

反硝化过程可以在活性污泥法处理厂或生物滤池中进行，见图7.1。

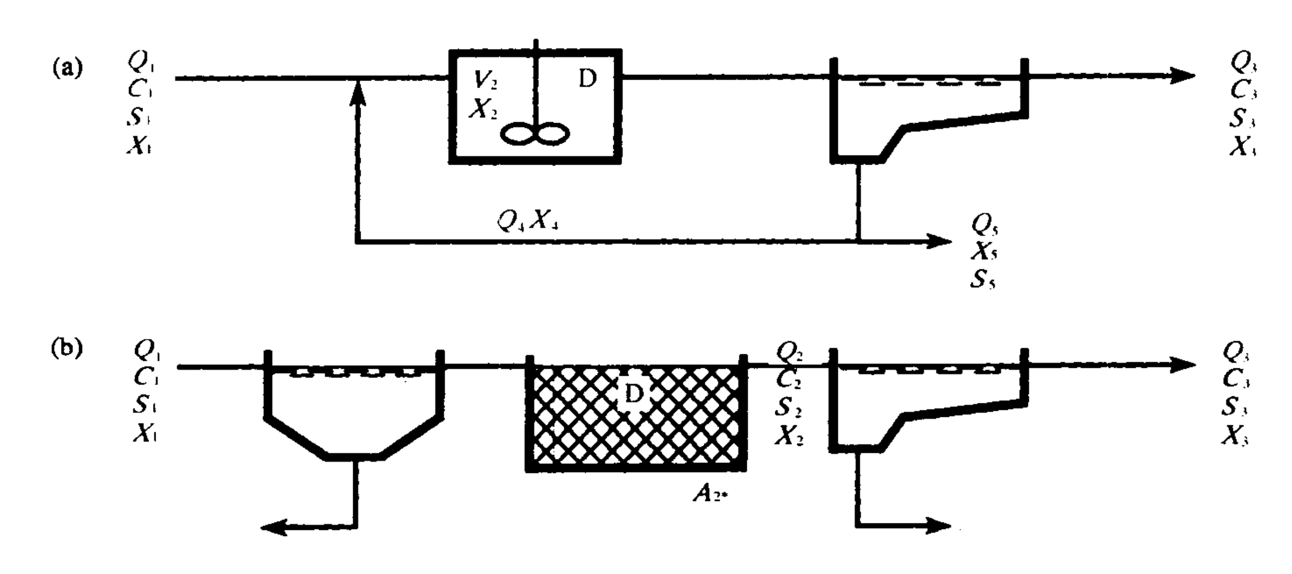


图7.1 单独反硝化处理工艺的示意图
(a). 活性污泥法反硝化 (b). 生物滤池法反硝化

如果已知工艺过程及其动力学，则可写出反硝化处理过程的物料平衡。表7.1为单独硝化处理的工艺矩阵，η_g表示反硝化异养菌所占的百分率。

1. 活性污泥工艺

图7.1a中所示的硝酸盐平衡如下：

$$Q_1 S_{NO3,1} - r_{V,S}V_2 = Q_3 S_{NO3,3} + Q_5 S_{NO3,5} \quad (7.1)$$

根据上式可求出出水硝酸盐的浓度$S_{NO3,3}$：

$$S_{NO3,3} = \frac{Q_1 S_{NO3,1} - r_{V,S}V_2 - Q_5 S_{NO3,5}}{Q_3}$$

假设： $Q_3 = Q_1$， $Q_5 S_{NO3,5} = 0$

得出以下简化表达式：

$$S_{NO3,3} = S_{NO3,1} - r_{V,S}\theta_2 \quad (7.2)$$

式中的水力停留时间 $\theta_2 = V_2/Q_1$。

根据下式，可求出反应速率$r_{V,S}$：

$$r_{V,S} = v_{X,S}\, r_{V,\cdots}$$

其中，$r_{V,\cdots}$值可在表7.1右侧最末栏找到，生物过程的化学计量系数$v_{XB,NO3}$可在S_{NO3}栏找到：

$$r_{V,S} = \frac{(1-Y_{max,H})\mu_{max,H}}{2.86Y_{max,H}} \frac{S_S}{K_S+S_S} \frac{K_{S,O2,H}}{K_{S,O2,H}+S_{O2}} \frac{S_{NO3}}{K_{S,NO3}+S_{NO3}} \eta_g X_{B,H} \quad (7.3)$$

通过合并式（7.2）和式（7.3），可得出完全混合反应池的出水硝酸盐浓度$S_{NO3,3}$。

反硝化过程可近似地看成与有机物、氧和硝酸盐浓度呈零级反应关系，即：

$$r_{V,S} = \frac{\mu_{max,H}}{Y_{max,H}} \eta_g X_{B,H} \quad (7.4)$$

单独反硝化的工艺矩阵　　表 7.1

工艺＼组分	S_S	X_S	$X_{B,H}$	X_I	S_{NO3}	S_{NH4}	$S_{S,N}$	$X_{S,N}$	S_{ALK}	反应速率 $r_{V...}$
1. 异养菌的缺氧生长	$-\frac{1}{Y_{max,H}}$		1		$-\frac{1-Y_{max,H}}{2.86Y_{max,H}}$	$-f_{XB,N}$			$\frac{1-Y_{max,H}}{14\times2.86Y_{max,H}}$ $-f_{XB,N}/14$	$\mu_{max,H}\left(\frac{S_S}{K_S+S_S}\right)\left(\frac{K_{S,O2,H}}{K_{S,O2,H}+S_{O2}}\right)\left(\frac{S_{NO3}}{K_{S,NO3}+S_{NO3}}\right)\eta_g X_{B,H}$
2. 异养菌的衰减		$1-f_{XB,XI}$	-1	$f_{XB,XI}$				$f_{XB,N}$		$b_H X_{B,H}$
3. 溶解性有机氮的氨化						1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{S,N} X_{B,H}$
4. 有机物的水解	1	-1								$k_h X_S$
5. 颗粒性氮的水解							1	-1		$k_h X_{S,N}$
单位	kg COD/m³				kg N/m³				eqv./m³	
	易降解有机物	慢速降解有机物	异养菌生物量	惰性悬浮性有机物	硝酸盐	铵	溶解性有机氮	悬浮性有机氮	碱度	

【例 7.1】 德国化学公司的废水中硝酸盐和有机物的浓度都很高，可直接用于（单独）反硝化。

进水和出水水质如下：

项目	进水	出水	单位
COD	600	140	g COD/m³
NO_3^--N	50	2	g NO_3^--N/m³

废水流量为 $Q_1 = 2\,700\ m^3/d$，反硝化池容为 $V_2 = 400\ m^3$，假设整个系统的硝酸盐去除速率是相同的，求硝酸盐的去除速率 $r_{V,S}$。

应用式（7.2）：$r_{V,S} = \dfrac{S_{NO3,1} - S_{NO3,3}}{\theta_2}$

水力停留时间为：$\theta_2 = V_2/Q_1 = (400\ m^3)/(2\,700\ m^3/d) = 0.15\ d$

代入 $S_{NO3,1}$ 和 $S_{NO3,3}$，则：

$$r_{V,S} = \frac{(50-2)\ g\ NO_3^- - N/m^3}{0.15d} = 320\ g\ NO_3^- \text{-N} /(m^3 \cdot d)$$

2. 生物滤池

图 7.1b 的硝酸盐平衡如下：

$$Q_1 S_{NO3,1} - r_{A,NO3} A_{2*} = Q_3 S_{NO3,3} \tag{7.5}$$

式中 $r_{A,NO3}$—— 单位载体面积的生物膜对硝酸盐的去除速率。

在反硝化生物滤池中，有机物或硝酸盐是潜在的限制性因素。这种限制取决于生物膜内物料的浓度与扩散系数之比，见式（5.32）。如果有机物是易降解的（即，它能扩散到生物膜内）以及生物膜内过程属于零级，则当以下条件成立时，有机物就是限制性的因素：

$$S_{COD,2} < S_{NO3,2}\, v_{NO3,COD} / D_{COD,2} \tag{7.6a}$$

式中 $v_{NO3,COD}$—— 有机物(按 COD 计)与硝酸盐之间的生物过程化学计量系数(一般是 5.5～6 kg COD/kg NO_3^--N）；

$D_{COD,2}$—— 有机物在生物膜中的扩散系数；

$D_{NO3,2}$—— 硝酸盐在生物膜中的扩散系数。

硝酸盐成为限制因素的条件是：

$$S_{NO3,2} < S_{COD,2}\, D_{COD,2}\, v_{COD,NO3} / D_{NO3,2} \tag{7.6b}$$

如果有机物是限制因素且生物膜被全部穿透（β>1），见式（5.13），则反应速率为：

$$r_{A,COD} = k_{0Vf,COD}\, L \tag{7.7a}$$

生物膜部分穿透时（β<1），反应速率为：

$$r_{A,COD} = (2D_{COD}\, k_{0Vf,COD})^{1/2}\, S_{COD,2}^{\ 1/2} \tag{7.7b}$$

如果硝酸盐是限制性因素，生物膜内的工艺过程是零级反应，则生物膜全部穿透（β>1）时的反应速率表达式为：

$$r_{A,NO3} = k_{0Vf,NO3}\, L \tag{7.7c}$$

部分穿透（β<1）时的反应速率表达式为：

$$r_{A,NO3} = (2D_{NO3}\, k_{0Vf,NO3})^{1/2}\, S_{NO3,2}^{\ 1/2} \tag{7.7d}$$

应注意的是，k_{0Vf} 的单位与限制性物质的单位有对应关系，例如式（7.7c）中，单位为 kg NO_3^--N /(m^3 生物膜·d)。

表 7.2 中示出的是不同有机物的 $D_{NO3} v_{NO3,COD}/D_{COD}$、$k_{1/2A,NO3} D$、$v_{NO3,COD}$ 和 $k_{0Vf,NO3}$ 的估测值。

反硝化生物膜反应器（20℃）的动力常数 **表 7.2**

	$k_{1/2A,NO3}$	D	$v_{NO3,COD}$	$D_{NO3}\, v_{NO3,COD}/D_{COD}$	$k_{0Vf,NO3}$
醋酸	1～3	0.3～0.7	5～6	5～20	10～150
甲醇	1.4～3.7	0.8～4	3.5～4.1	1.8～2.3	20～200
葡萄糖	1～3	0.1～0.7	5～6	5～20	10～150
未指定的 COD	1～3	0.3～0.6	4～5	5～20	10～150
	g $N^{1/2}/(m^{1/2} \cdot d^1)$	$10^{-4} m^2/d$	kg COD/kg NO_3^--N	kg COD/kg NO_3^--N	kg NO_3^--N /(m^3·d)

注：硝酸盐的扩散系数是 $(0.5\sim1.0)\times10^{-4}\ m^2/d$ [2][3]。

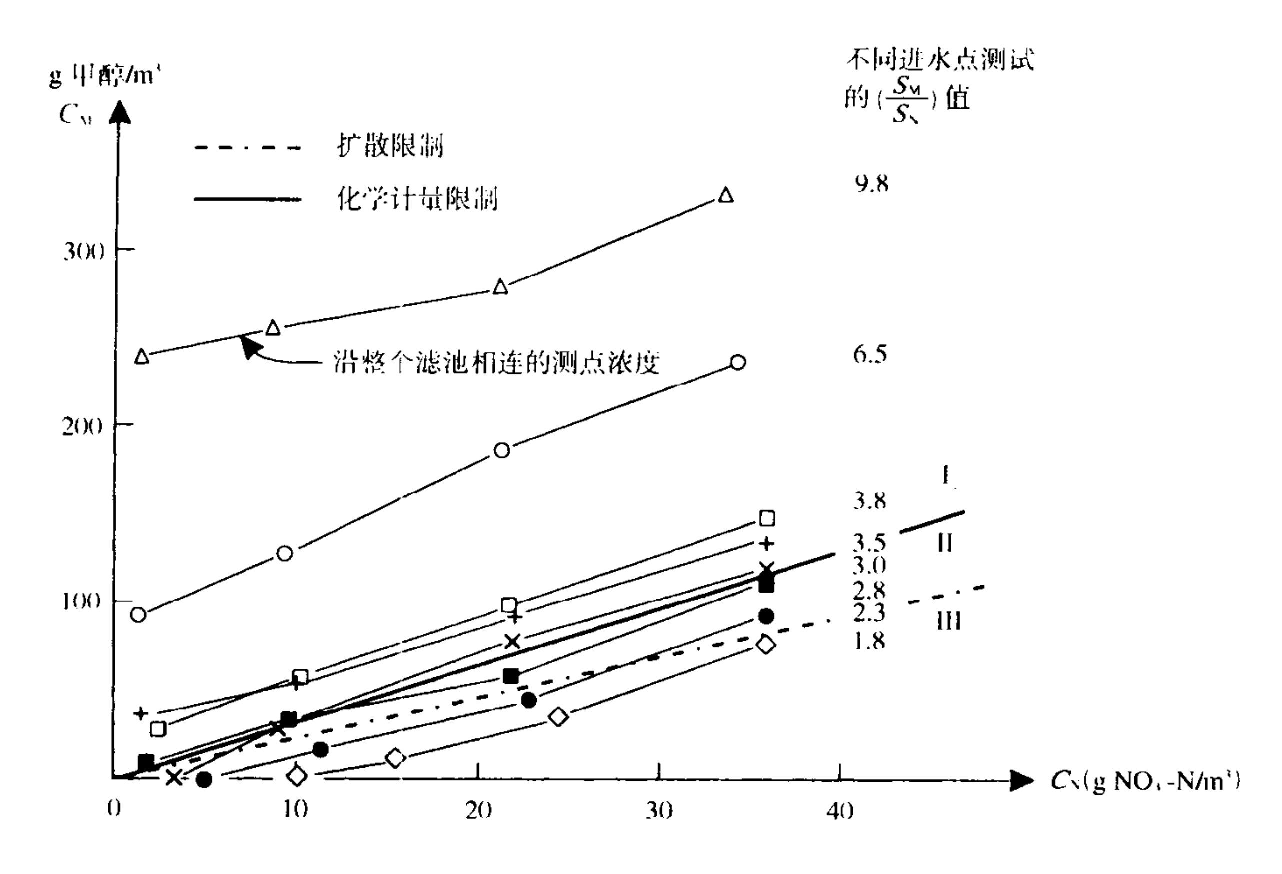


图 7.2 推流式滤池出水的测定值

图 7.2 所示的是同时测得的推流滤池出水 NO_3^--N 和 CH_3OH 值。连续测点表明不同的 S_M/S_N 值在整个滤池中的分布情况。曲线的斜率表明化学计量系数为：3.1 kg CH_3OH/kg NO_3^--N。

进水的 S_M/S_N 比值大于 3.1 kg CH_3OH/kg NO_3^--N（如 I 区所示）时说明硝酸盐限制了整个滤池的反应速率。如进水中的 S_M/S_N 小于 2.0，则甲醇将限制整个滤池的扩散（Ⅲ 区）。在上述两个区之间（Ⅱ 区）扩散限制的因素将由硝酸盐变成甲醇。

为了使出水硝酸盐降至 0 g NO_3^--N /m³，滤池任何一点的化学计量比都必须是 3.1。因此，如上所述,在这种情况下硝酸盐将成为反应速率的限制因素。

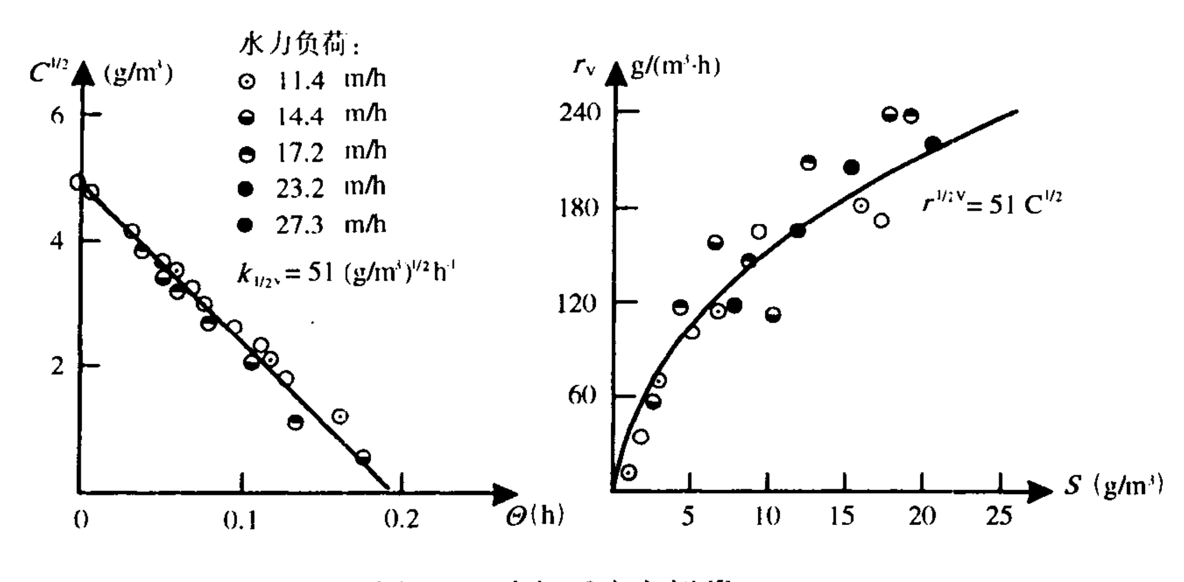


图 7.3 半级反应实例[5]

滤池的滤料是被生物量所覆盖的 3～5 mm 的砾石，将硝酸盐还原成大气氮，温度 17℃

图 7.3 给出的是采用生物滤池去除废水中硝酸盐的实验结果。这是一个降流式滤池，滤层厚 3.0 m，滤料为 3～5 mm 的砾石。进入生物滤池的水量是变化的，其进水浓度 $S_{NO3,1} = 23\ g\ NO_3^- \text{-} N/m^3$。在滤池从上到下的不同位点取样。右图显示的是观测剖面中单位容积单位时间的硝酸盐去除速率与浓度的关系：

$$r_{V,NO3} = k_{1/2V,NO3} S_{NO3}^{1/2}$$

$$k_{1/2V,NO3} = 51\ g/(m^3 \cdot h)$$

因而抛物线的顶点在零点。

左图显示的是整个滤池的观测剖面，其中浓度的平方根与根据式（5.37）和式（5.42）导出的停留时间的函数关系呈线性：

$$S_{NO3,1}^{1/2} - S_{NO3}^{1/2} = \frac{1}{2} k_{1/2V,NO3} \theta$$

$$k_{1/2V,NO3} = 2 \frac{S_{NO3,1}^{1/2} - S_{NCO3}^{1/2}}{\theta}$$

图中清楚地表明这是半级反应。不同水力负荷点都落在同一条线上，证实这不是水力膜扩散；也就是说，与生物膜内的扩散相比，从膜外到生物膜表面的扩散不是工艺过程的限制因素。有关实验的详细资料见文献[4][5]。

【例 7.2】 导出图 7.3 所示数据的生物滤池中，其生物膜的厚度估计是 L = 200 μm。比表面积 $\omega = 1\,000\ m^2/m^3$。硝酸盐的扩散系数设定为 $0.7 \times 10^{-4}\ m^2/d$。需要多高浓度的硝酸盐才能完全穿透？

$$k_{1/2V,NO3} = 51\ (g/m^3)^{1/2}/h = 1.2 \times 10^3\ g\ NO_3^- \text{-} N^{1/2} m^{-3/2} d^{-1}$$

$$k_{1/2A,NO3} = k_{1/2V,NO3}/\omega = 1.2\ g\ NO_3^- \text{–} N^{1/2} m^{-1/2} d^{-1}$$

上述数值小于表 7.2 中所列的数值，因为仅一部分生物膜暴露在重力流的水相中。

$$k_{1/2A,NO3} = (2\ D_{NO3} k_{0Vf,NO3})^{1/2}$$

$$k_{0Vf,NO3} = \frac{(k_{1/2A,NO3})^2}{2D_{NO3}} = \frac{1.2^2}{2 \times 0.7 \times 10^{-4}} = 10\ kg\ NO_3^- \text{-} N/(m^3 \cdot d)$$

$$\beta^2 = 1 = \frac{2D_{NO3} S_{NO3}}{k_{0Vf,NO3} L^2}$$

$$S_{NO3} = \frac{k_{0Vf,NO3} L^2}{2D_{NO3}} = \frac{10000 \times (2 \times 10^{-4})^2}{2 \times 0.7 \times 10^{-4}} \frac{gNm^{-3}d^{-1}m^2}{m^2 d^{-1}}$$

$$S_{NO3} = 2.9\ g\ NO_3^- \text{-} N/m^3$$

7.1.2 联合硝化与反硝化

这是活性污泥工艺的一种类型，见图 7.4。如果工艺矩阵已知，可得出该工艺的物料平衡。表 4.7 给出了一个实例。

生物量平衡中，硝化菌的平衡很重要。可根据这一平衡检验硝化菌是否被洗出。硝化菌生物量的物料平衡相当于式（6.1）的平衡。采用图 7.4 中的符号得出的平衡式为：

$$Q_1 X_{B,A,1} + r_{V,XB} V_3 - b_A X_{B,A,3} V_3 = Q_4 X_{B,A,4} + Q_6 X_{B,A,6} \quad (7.8)$$

与式（6.1）相似，式（7.8）也可转化为：

$$\theta_{X,A} = 1/\mu_{obs,A,net} \tag{7.9}$$

计算好氧泥龄时只计入池 V_3。

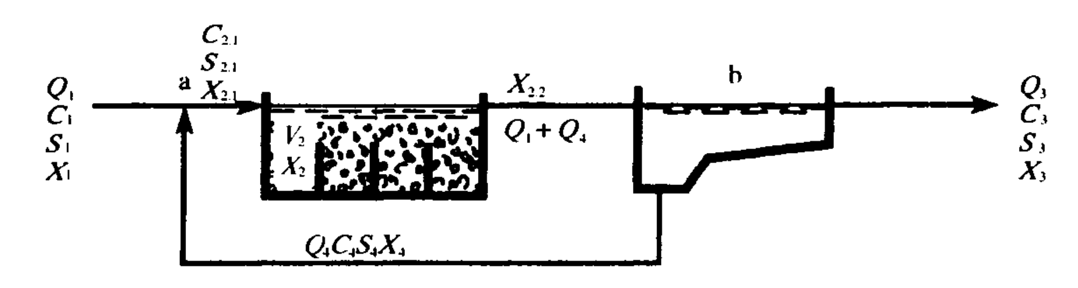


图 7.4 活性污泥工艺联合硝化反硝化示意图

水流经滤池时即便有好氧条件，生物膜内也会出现反硝化反应。这是因为硝酸盐浓度高，氧浓度低，硝酸盐比氧能更深地渗入生物膜内。如果存在有机物，生物膜的最内部可发生反硝化反应。然而，由于扩散途径较长，反硝化速率降低。

图 7.5 为生物膜的膜内浓度变化简图，适用于 3 个区域：

好氧区（$0<x<x_0$）$\dfrac{\partial^2 S_{NO3}}{\partial x^2}=0$，$\dfrac{\partial^2 S_{O2}}{\partial x^2}=\dfrac{k_{0Vf,O2}}{D_{O2}}$，$\dfrac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2}=\dfrac{k_{0Vf,Me}}{D_{Me}}$ （7.10）

缺氧区（$x_0<x<x_N$）$\dfrac{\partial^2 S_{NO3}}{\partial x^2}=\dfrac{k_{0Vf,NO3}}{D_{NO3}}$，$\dfrac{\partial^2 S_{O2}}{\partial x^2}=0$，$\dfrac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2}=\dfrac{k_{0Vf,Me}}{D_{Me}}$ （7.11）

厌氧区（$x_N<x<L$）$S_{NO3}=0$，$\dfrac{\partial^2 S_{O2}}{\partial x}=0$，$\dfrac{\partial^2 S_{Me}}{\partial x^2}=\dfrac{k_{0Vf,Me}}{D_{Me}}=$常数 （7.12）

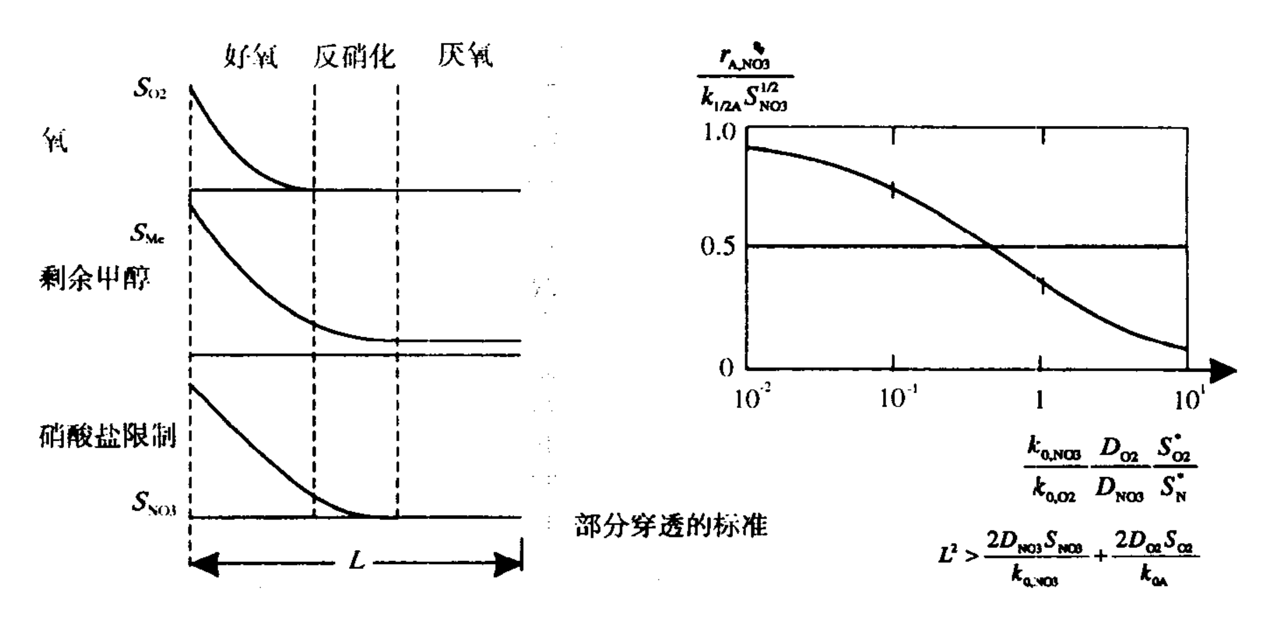


图 7.5 即便在自由水层中存在好氧条件也能发生反硝化的原因

硝酸盐通过生物膜好氧部分扩散，然后在缺氧区反硝化；右图表面反硝化速率比无氧反硝化低

在好氧区中，硝酸盐的浓度剖面是直线。在缺氧区，浓度变化呈抛物线，其顶点在 x_N 处。该图表明反硝化速率 $r_{A,NO3}$ 随废水中氧和硝酸盐浓度比值变化，其值小于无氧反硝化速率 $k_{1/2A,NO3}S_{NO3}^{1/2}$。

硝酸盐的穿透可表达为氧和硝酸盐的穿透：

$$\beta_{NO3,red} = \beta_{O2}^2 + \beta_{NO3}^2$$

式中 β_{O2}——氧的穿透度；

β_{NO3}——硝酸盐的穿透度；

$\beta_{NO3,red}$——有氧存在时的硝酸盐穿透度。

$$\beta_{NO3,red}^2 = \frac{2D_{O2}S_{O2}}{k_{0Vf,O2}L^2} = \frac{2D_{NO3}S_{NO3}}{k_{0Vf,NO3}L^2}$$

【例 7.3】 完全混合生物滤池的出水浓度为：氧 S_{O2} = 2 g O_2/m^3；甲醇 S_{Me}= 20 g CH_3OH/m^3；硝酸盐 S_{NO3} = 5 g NO_3^--N /m^3。每平方米滤料去除多少甲醇和硝酸盐？

选择以下常数（表 5.1、表 5.2 和表 7.2 均按 g CH_3OH 计算，而不按 g COD 计算）。

甲醇和氧：
$k_{0Vf,Me}$ = 90 kg CH_3OH m^3/d
D_{Me} = 1.0×10^{-4} m^2/d
D_{O2} = 1.7×10^{-4} m^2/d
$v_{Me,O2}$ = 1.1 g O_2/g CH_3OH

甲醇和硝酸盐：
$k_{0f,NO3}$ = 30 kg NO_3^--N m^3/d
$k_{1/2A,NO3}$ = 3 g NO_3^--N $^{1/2}$ $m^{-1/2}d^{-1}$
D_{NO3} = 0.7×10^{-4} m^2/d
$v_{NO3,Me}$ = 3 g CH_3OH/g NO_3^--N

$$\frac{S_{O2}}{S_{Me}} = \frac{2}{20} < \frac{D_{Me}}{D_{O2}} v_{Me,O2} = \frac{1.0}{1.7} \times 1.1 = 0.65$$

氧是去除的限制因素。

$$r_{A,Me} = (2D_{O2}k_{0Vf,Me}/v_{Me,O2})^{1/2} S_{O2}^{1/2}$$
$$= (2 \times 1.7 \times 10^{-4} \times 90 \times 10^3/1.1)^{1/2} \times 2^{1/2} = 7.5 \text{ g } CH_3OH \text{ m}^2/\text{d}$$

氧对生物膜的穿透为：

$$\beta L = \left(\frac{2D_{O2}S_{O2}}{k_{0Vf,O2}}\right)^{1/2} = \left(\frac{2 \times 1.7 \times 10^{-4} \times 2}{90 \times 10^3 \times 1.1}\right)^{1/2} = 83\ \mu\text{m}$$

相于的硝酸盐去除为：

$$r_{A,NO3,max} = k_{1/2A,NO3} S_{NO3}^{1/2} = 3 \times 5^{1/2} = 7 \text{ g } NO_3^- \text{-N/(m}^2\cdot\text{d)}$$

$$\frac{k_{0Vf,NO3}D_{O2}S_{O2}}{k_{0Vf,O2}D_{NO3}S_{NO3}} = \frac{30 \times 1.7 \times 10^{-4} \times 2}{90 \times 1.1 \times 0.7 \times 10^{-4} \times 5} = 0.29$$

从图 7.5 可看出，反硝化速率约为最大值的 60%。

$$r_{A,NO3} = 0.6 \times 7 = 4.2 \text{ g } NO_3^- \text{-N m}^{-2}\text{d}^{-1}$$

尽管水中具有好氧条件，反硝化速率仍是可观的。

氧和硝酸盐的完全穿透为：

$$\beta L = \left(\frac{2D_{O2}S_{O2}}{k_{0Vf,O2}} + \frac{2D_{NO3}S_{NO3}}{k_{0Vf,NO3}}\right)^{1/2} = \left(\frac{2 \times 1.7 \times 10^{-4} \times 2}{90 \times 10^3 \times 1.1} + \frac{2 \times 0.7 \times 10^{-4} \times 5}{30 \times 10^3}\right)^{1/2} = 174\ \mu\text{m}$$

欢迎热心的读者解出这个关于甲醇扩散的方程式以求出甲醇是否有足够高的浓度达到如此深的穿透。

图 7.6 所示的是两个生物滤池（BAF）的组合，其上面一个滤池进行曝气。这种装置近年来已开始进入生产性规模[6]。反硝化池是推流式纵向扩散，佩克莱特数 Pe_L 约为 50。由于曝气作用，其硝化池的纵向扩散效果较好。

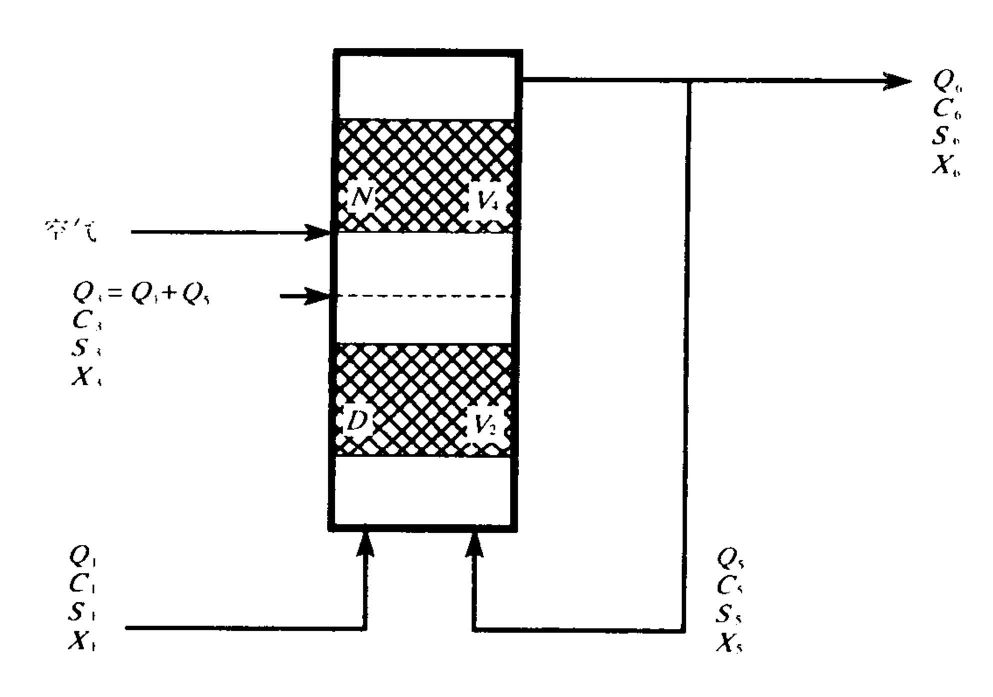


图 7.6 混合滤池进行硝化和反硝化的物料平衡

7.2 反硝化处理工艺的种类

有关各种反硝化工艺系统的讨论为时已久。在一篇系统述评中[7]，介绍了 3 种主要类型，其中有无数变量。但是从那时起，生物滤池工艺领域内又增添了大量的新类型和变量。

对于活性污泥工艺，其决定性的差别为：反硝化是该工艺系统的唯一工艺过程（单污泥），还是整个处理系统的一个组成部分。在后一种情况中，除反硝化外，活性污泥还参与其他工艺过程（混合污泥）。图 7.7 所示的是根据上述两种原理设计的典型处理工艺装置。

各种处理工艺系统的其他差别为：采用废水有机物还是外源碳有机物（如甲醇，淀粉或醋酸）。

生物滤池反硝化工艺系统的发展主要体现在利用淹没式滤池全面更新滤池的工艺技术。其原因是，在新式滤池中必须能够形成反硝化反应所需的特定工艺条件，而传统的生物滤池难以适应这种过程。

图 7.8 示出的是各种滤池不同的工艺技术原理。应注意的是生物滤池进行反硝化通常采用单一污泥系统。

图 7.8 仅给出反硝化滤池的结构。在生物转盘工艺中，处理水及剩余污泥的分离在二沉池内完成，而淹没式滤池和流化床滤池中，则在其顶部结构进行固液分离。

剩余污泥可以直接从滤池中排出，但目前尚缺少反硝化滤池运行方面的经验。

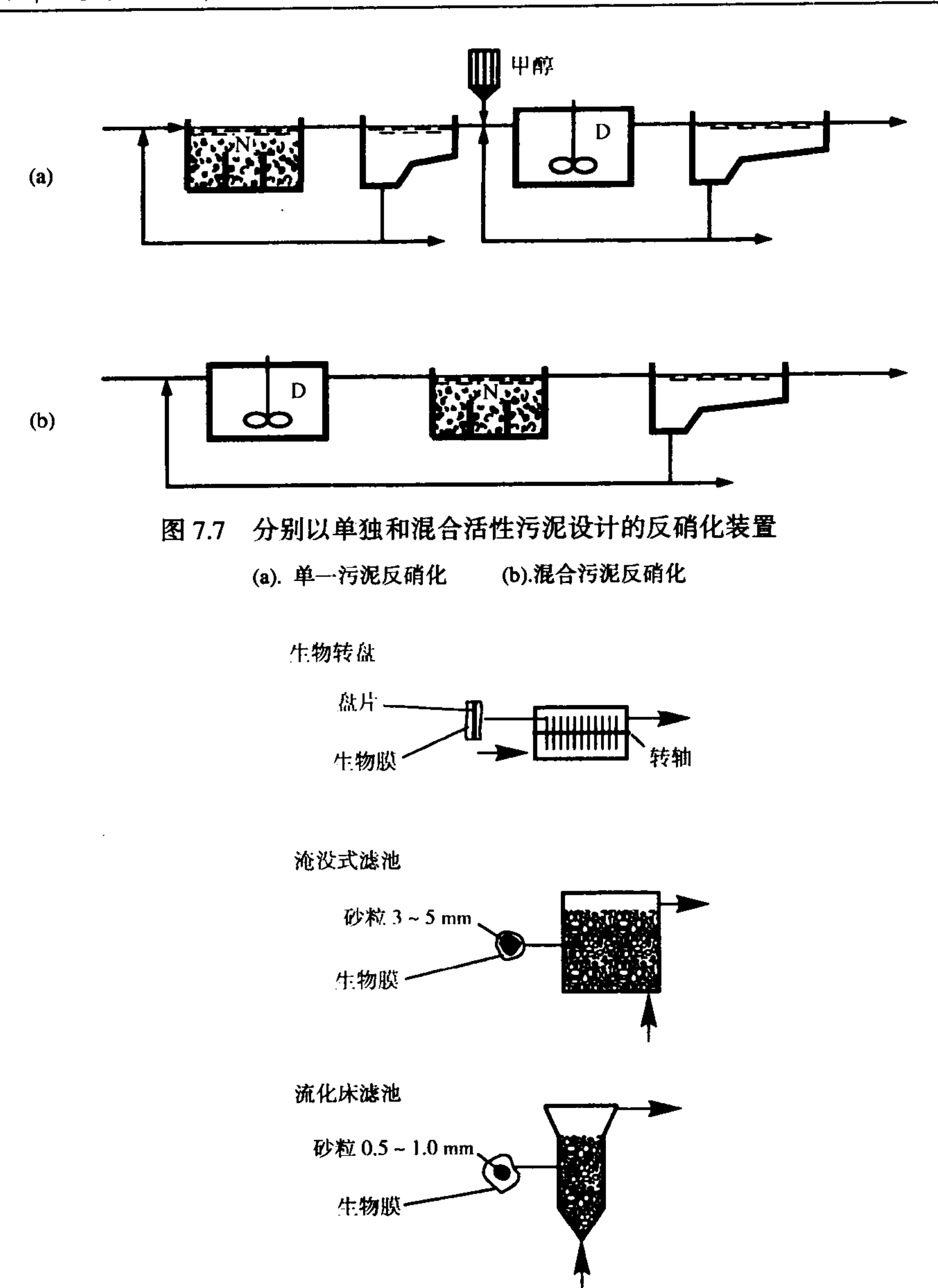


图 7.7　分别以单独和混合活性污泥设计的反硝化装置

(a). 单一污泥反硝化　　(b).混合污泥反硝化

图 7.8　各种类型的反硝化滤池

下面将介绍一些反硝化工艺。所介绍的活性污泥工艺都是典型的生产性工艺，并补充一些能说明重要工艺特性的类型。关于生物滤池，商业化应用的种类很少，现列举一些最吸引力的工艺类型。

7.2.1 单一污泥反硝化系统

单一污泥系统基本上都是生产性工艺系统，尤其在美国。单独设置反硝化处理段的工艺设计都是用于已有的去除有机物与硝化的处理厂扩建，其氮的去除作为进一步的处理要求。图 7.7a 给出了后置反硝化工艺的设计。

可见，反硝化与原有处理系统的出水有关。当反硝化需要有机物时，必须投加甲醇

之类的有机物。对于某些原污水中已存在硝酸盐的工业废水处理厂，可设计成单一污泥的反硝化处理系统。在这种情况下，将其设计为一个处理段（如图 7.9 所示）。反硝化所需的有机物可以外部投加（如以甲醇的形式），或者利用已存在于废水中的有机物。

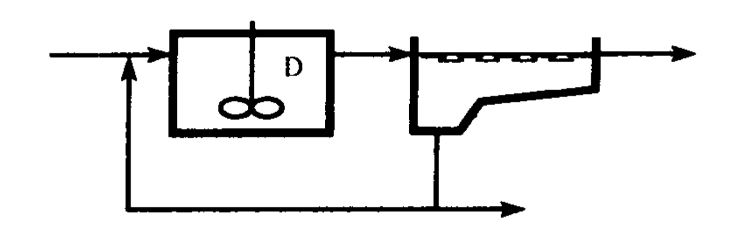


图 7.9　处理含有硝酸盐废水的工业废水单独反硝化

7.2.2 混合污泥反硝化处理工艺

混合污泥系统是最主要的生产性反硝化处理系统（图 7.7b）。其主要原因是可以利用原污水中的有机物进行反硝化。该过程无须投加有机物（如甲醇或醋酸），同时又能节约氧，污水中的部分有机物被硝酸盐而不是被氧所氧化。图 7.10 是后置反硝化工艺的流程简图，其污泥本身所含的有机物可作为反硝化过程的能源。

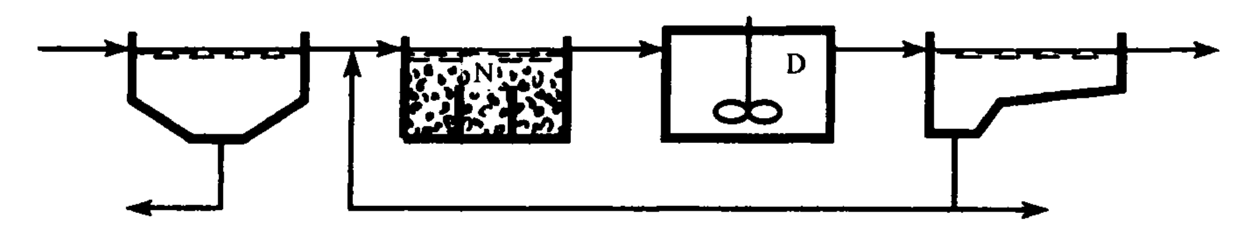


图 7.10　以污泥作为有机物的常规后置反硝化工艺

这种处理系统在第一次污水反硝化试验中使用的，仅具有历史意义[1]。工艺系统中的污泥在第 1 段完成有机物去除和硝化，在第 2 段完成反硝化。由于反硝化所需的有机物产生于污泥的降解过程，因而反硝化过程是缓慢的。

如果在反硝化过程中加入碳源（如图 7.11 所示），则有可能使工艺过程加快。碳源可以是外加的（甲醇、醋酸等）或内部的（污水、上清液、水解产物等）。对于含有大量还原性氮（特别是氨氮）的碳源，需要把处理水回流到硝化段以使氨氮氧化成硝酸盐。如果回流比大大增加，则采用前置反硝化，如图 7.12 所示。这种反硝化过程可更好地直接利用污水中的碳源。回流比取决于处理效率，一般为 2～4（包括回流污泥）。

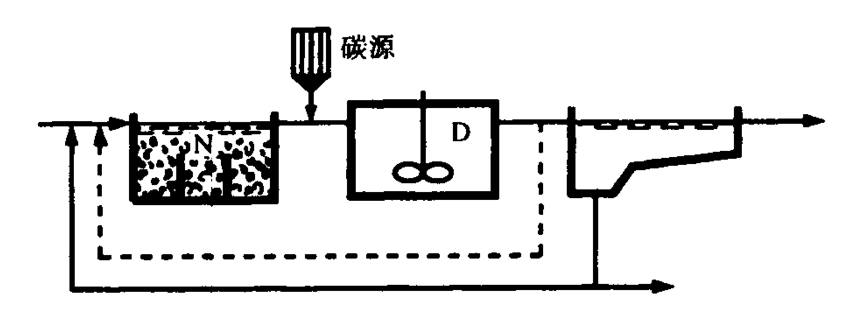


图 7.11　外加碳源的后置反硝化（如果碳源含有氨氮，必须有回流，如虚线所示）

根据图 7.12 所示原理，回流的设计有许多种方法，可以在外部回流，也可以在混合

硝化/反硝化池内进行，后一种技术已经在南非的许多处理厂中应用。

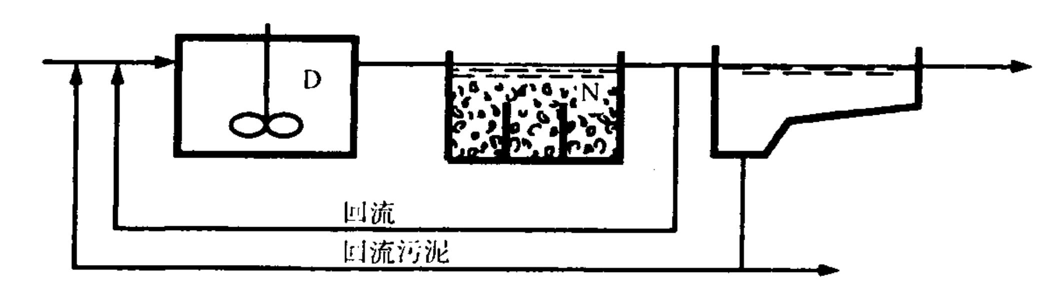


图 7.12 进行混合液回流的前置反硝化

许多处理厂并不都是一个处理池专门进行硝化，另一个处理池进行反硝化。在某个阶段用一个处理池或其中一部分进行硝化，而其他时间则进行反硝化。关于这种处理过程，可以是前置反硝化（如图 7.12 所示）或前置反硝化与后置反硝化的综合。

交替处理工艺就是利用池内硝化与反硝化之间的切换来取代具有回流的前置反硝化。该处理系统有利于过程控制和最优化。这种处理系统是在丹麦开发的（Biodenitro），在丹麦的生产性除氮处理厂中占有主导地位。

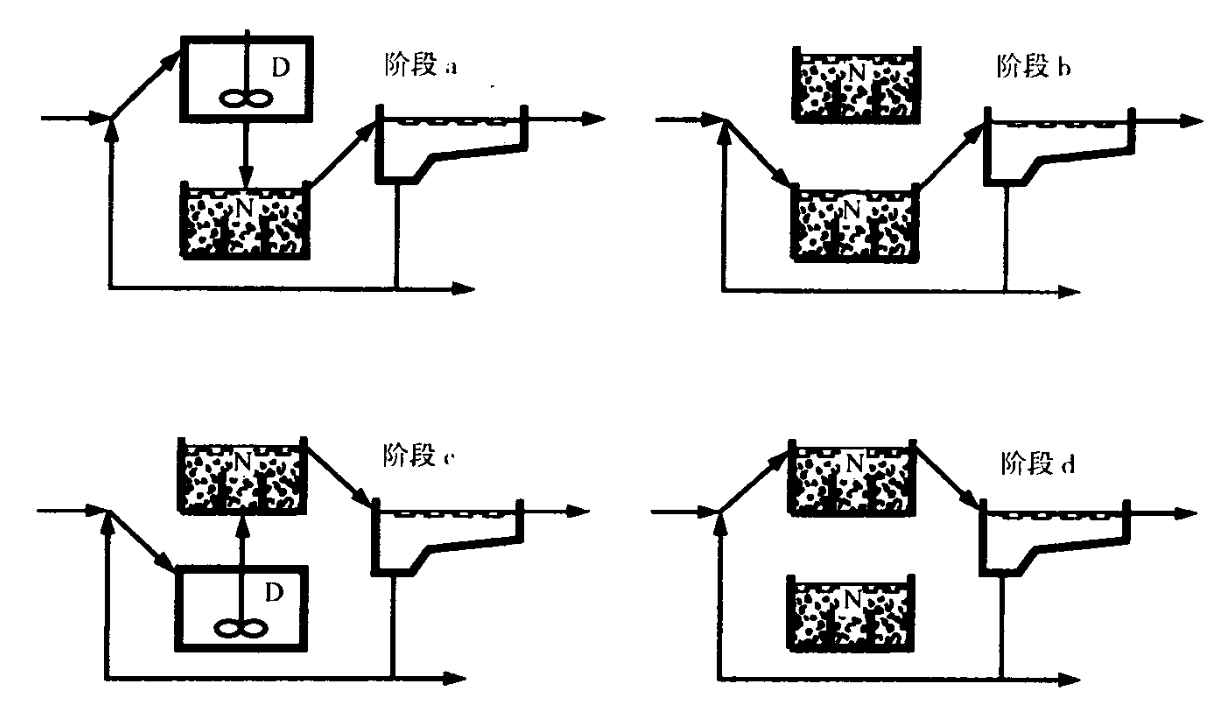


图 7.13 交替运行的反硝化工艺

图 7.14 是 Frederikssund 中心处理厂（丹麦）的空中摄影照片，该处理厂自 1978 年以来就进行交替运行。处理厂内共有 4 个池，成对即 2×2 工作。如图 7.13 所示，该处理厂每个运行周期的时间为 4 h。

图 7.15 所示的是硝化与反硝化在一个反应池内交替进行的处理系统。在一个运行周期内分别完成各个过程。这种交替系统的设计方法有很多种，如果该系统具有单独的沉淀池，则可连续排放出水。如果有可能在工艺池前头收集污水，就可以在阶段 C 和 D 排放，故仅在阶段 A 和 B 进水。如果仅在阶段 B 进水，就可最大限度地利用污水中的有机物进行反硝化。

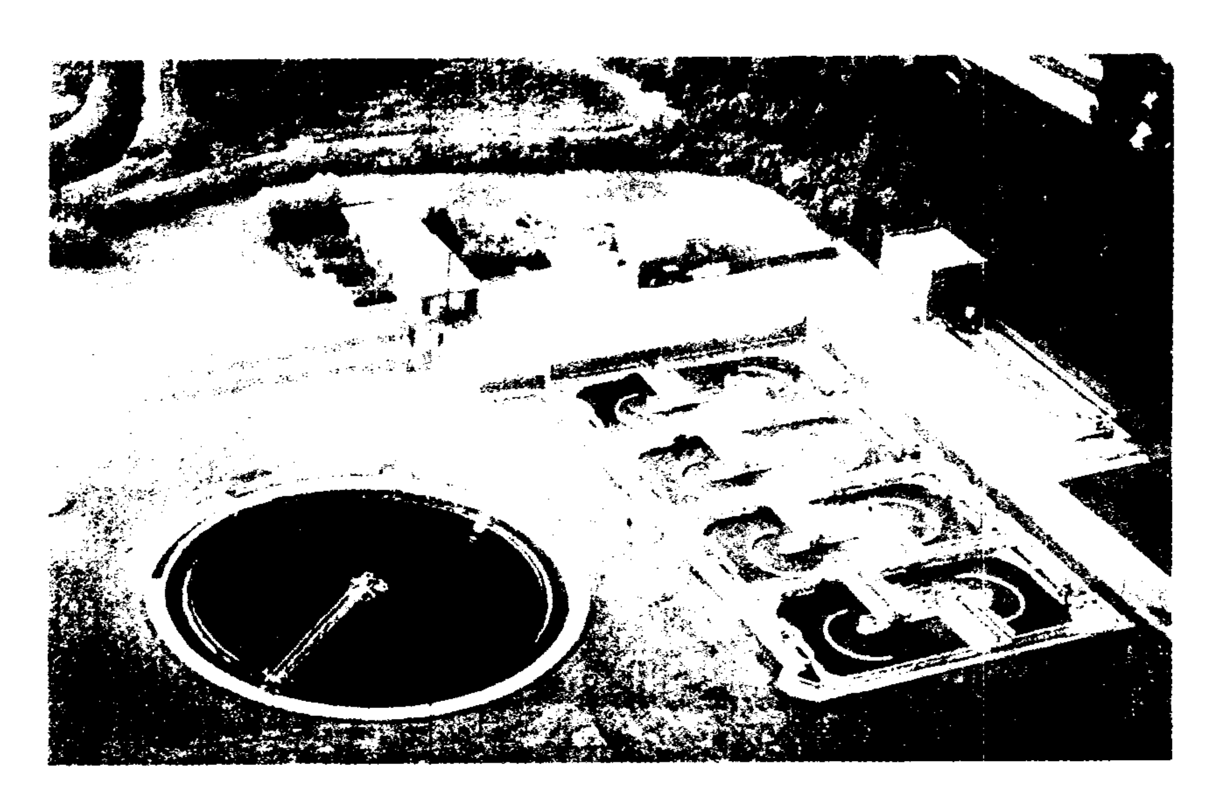


图 7.14 丹麦 Frederikssund 中心处理厂

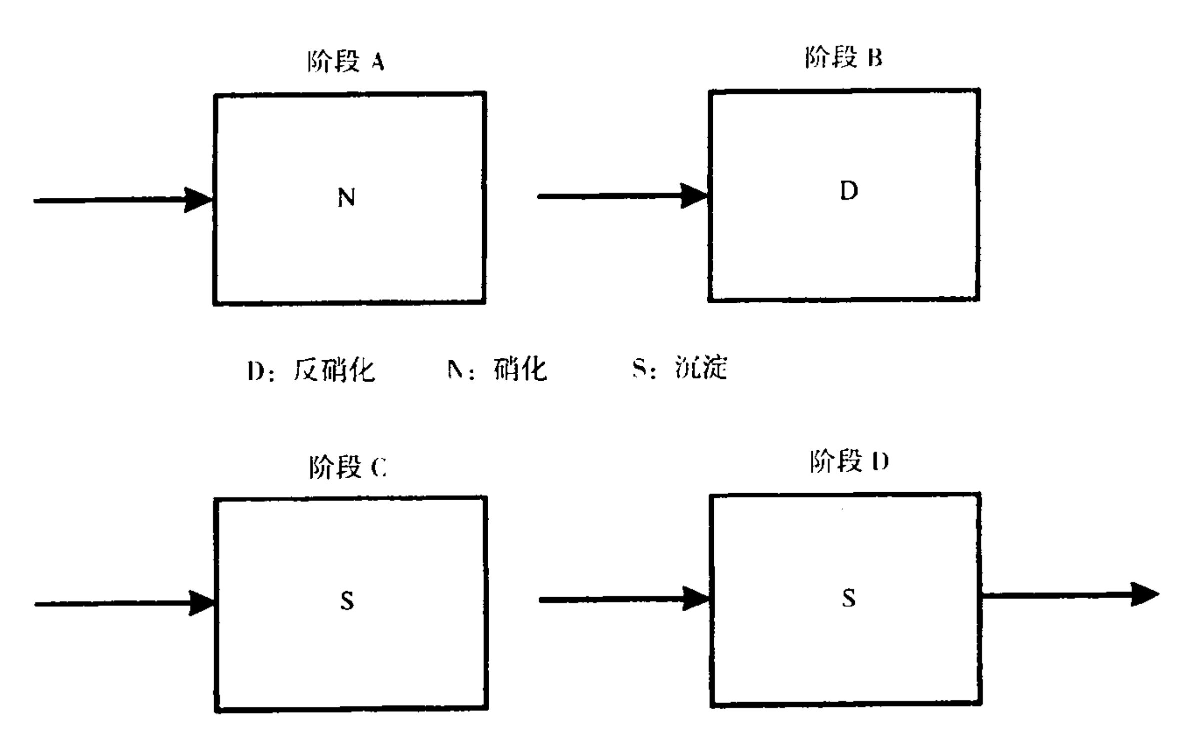


图 7.15 在一个池内进行硝化和反硝化（SBR 装置或氧化沟）

如设有单独的沉淀池，阶段 C 和 D 可省略，池子也在阶段 A 和 B 出水

另一种交替工艺如图 7.16 所示，其供氧的方式是整个池内存在有氧区和无氧区，当污水和污泥从这个区到另一个区时硝化和反硝化交替发生。奥地利维也纳一个很大的处理厂（Vienna-Blumental）就采用这种系统。反硝化所需的有机物来自污水以及通过污泥降解而得。

图 7.16 所示的处理系统，其运行需要非常精确的控制。在负荷或工艺速率出现变化期间，很难控制氧的供给水平，以达到硝化区和反硝化区的最佳分配。

在这种处理系统中，硝化与反硝化之间的切换十分频繁（1～2 min），很趋近于同时

硝化/反硝化。在这种系统以及其他混合污泥系统中，反硝化与硝化同时发生。其原因是生物絮体或生物膜的最里面部分是无氧区，但那里存在硝酸盐促使反硝化的发生。硝化池内还存在曝气不足的区域，这有助于“同时”反硝化。

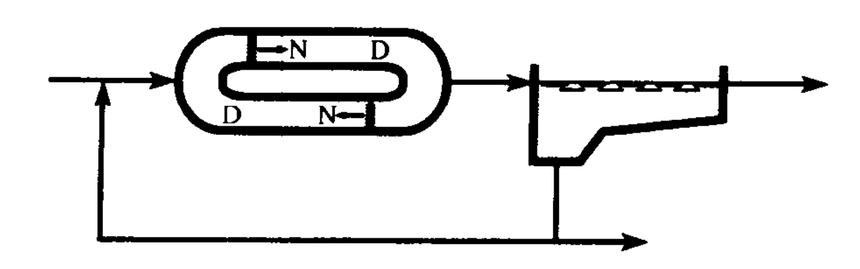


图 7.16 好氧与缺氧条件不断改变的同时反硝化处理系统

7.2.3 反硝化生物滤池

所有反硝化生物滤池都是淹没式的，就是说它们都是充满水的。凡采用生物转盘或填充滤料（塑料盘或松散载体）时，通常通过沉淀将处理水中的污泥除去（见图 7.17）。反冲洗滤池（砾石、Leca 等）系统的构成见图 7.18，流化床滤池的构成见图 7.19。流化床滤池可用砂或塑料作载体或者凭借无载体的球状细菌絮体（小颗粒）工作。有关反硝化滤池的生产性试验极少。通常在滤池中加入甲醇、醋酸或工业废水等外碳源。

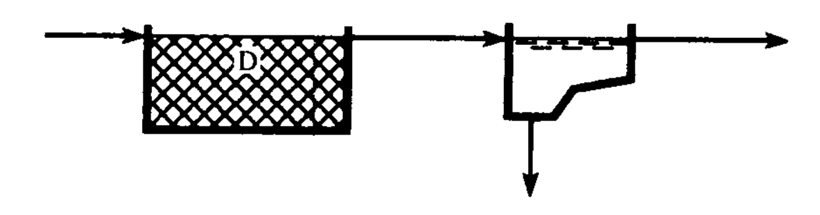


图 7.17 污泥连续分离的反硝化滤池（塑料填料滤池或转盘）

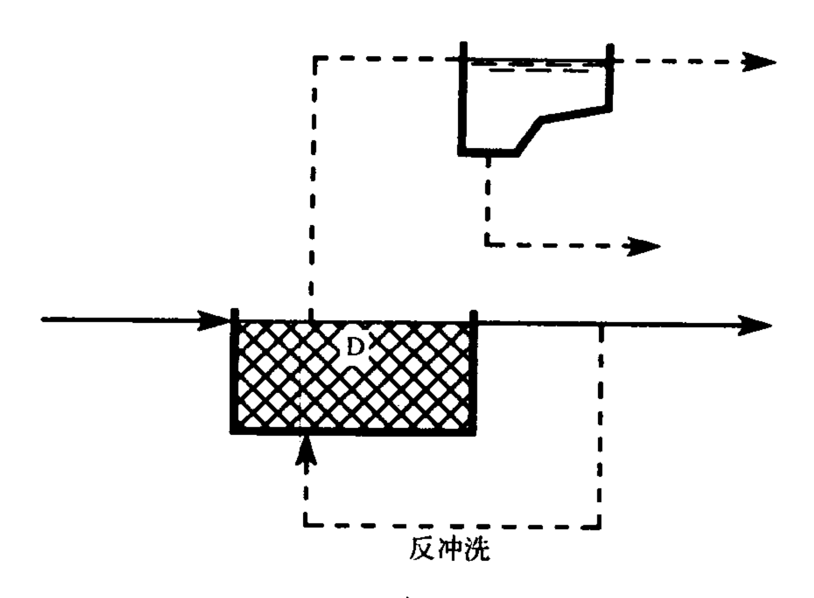


图 7.18 带反冲洗的反硝化滤池（滤料为砂子或多孔物质，如 Leca）

与硝化组合的处理系统一般按前置反硝化运行，即硝化滤池在反硝化滤池之后，然后是硝化水的回流。由于硝化滤池不能负担太多的有机物，只能允许反硝化滤池出水含有少量的悬浮固体。需要回流指的是不具有污水沉淀的反硝化滤池，即最好是反冲洗滤池（见图 7.18）或流化床滤池（见图 7.18）。至于其他类型，回流意味着需要很大的沉淀池，

因而很费钱。

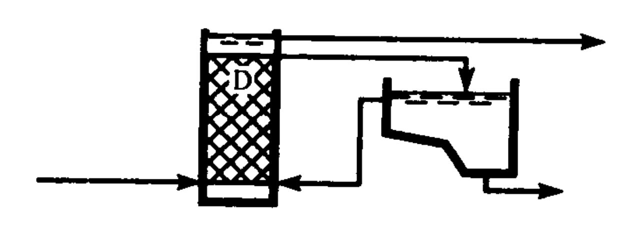


图 7.19 反硝化流化滤池（载体：砂）

7.3 反硝化处理系统的设计

在设计反硝化处理系统时，应考虑一些特有的工艺条件。本节将讨论以下几个问题：

- C/N 比；
- 供氧与搅拌；
- 沉淀池内的氮气；
- 通过利用原污水为碳源的反硝化进行氧的回收；
- 碱度；
- 去除速率。

7.3.1 C/N 比值

通过反硝化过程可以去除有机物和氮，反硝化过程需要一定数量的有机物，所以 C/N 比对于工艺过程的成败具有重要意义。

在评价反硝化系统时，对于需要去除部分氮的单独反硝化系统，通常要计算进水的 COD/N 或 BOD/N 比。对于混合污泥处理系统，如果是前置反硝化，则要计算反硝化池进水的 C/N 比，见图 7.12；如果是混合污泥的后置反硝化，则用硝化池进水来计算 C/N 比。

可用 C/N 比粗略估算工艺的可能性并弄清楚是否需要外加碳源。

用图 7.4 的符号计算进水的 C/N 比$(C/N)_1$，从而得出：

$$(COD/TN)_1 = C_{COD,1}/C_{TN,1} \tag{7.13}$$

或

$$(BOD/TN)_1 = C_{BOD,1}/C_{TN,1} \tag{7.14}$$

更详细地分析有机物的消耗量及氮的去除将更有利于了解污水的组分是否偏离正常值，或是否需要一个新的处理系统。

反硝化系统中的有机物有以下 3 个方面的用途：

1. 把硝酸盐（或亚硝酸盐）转化为氮气；
2. 产生污泥；
3. 进行有氧呼吸。

如果得知上述 3 个消耗量，就能计算出有关处理系统所需的 C/N 比。超出反硝化需要量的有机物只能用于有氧呼吸或污泥合成，而且还可能与处理水一起从处理系统中排出，因而就有机物而言，降低了出水水质。

可根据反应式计算现有系统的实际 C/N 比，也就是已经去除的有机物量和氮量。上述 3 个要素按下列方式构成了 C/N 比，在这里，有机物按 COD 计，以精确算出按 COD/N

表达的 C/N 比值。

1. $NO_3 + 1.25$ "COD" → $1/2\ N_2 + CO_2$

   COD 消耗量 =1.25 mol/mol NO_3^--N = 2.86 kg COD/kg NO_3^--N

   1.25 "COD"表示消耗 1.25 mol（40 g）氧的有机物量（通过 COD 测定），而 NO_3^- 表示 1 mol 氮 = 14 g 氮

   如果硝酸盐的反硝化量是Δ NO_3^--N，则 COD 消耗量是 2.86Δ NO_3^--N。

2. 污泥产量 = F_{SP}。如果这是以 COD 为单位测定的，我们可直接算出 COD 消耗量。

   COD 消耗量 = $F_{SP,COD}$

3. 氧的呼吸：如果耗氧量是 F_{O2}，COD 消耗量 = F_{O2}

于是，总 COD 消耗量为：

单位容积污水的总 COD 消耗量 = 2.86ΔNO_3^--N + $F_{SP,COD}$ + F_{O2}

去除的 TN 为反硝化去除的硝酸盐量（Δ NO_3^--N）加上污泥合成所同化的氮量：

去除的 TN =ΔNO_3^--N + $F_{SP,COD}f_{B,N}$

因此实际过程的 C/N 比（单位 kg COD/kg N）为：

$$C/N = (2.86\ \Delta NO_3^- \text{-N} + F_{SP} + F_{O2})/(\ \Delta NO_3^- \text{-N} + F_{SP}f_{B,N}) \tag{7.15}$$

还可根据反应式确定 C/N 比。

应特别注意式（7.15）定义的 C/N 比所包含的内容是什么， C/N 比不是进水总 COD 与总 TN 的比值，因此不是$(COD/N)_1$；对于 COD 和 N，均应扣除出水中的含量。

例如，低负荷硝化/反硝化系统的实测产率为 0.4 kg COD(B)/kg COD(S)时，有机物 $C_{18}H_{19}O_9N$ 和生物量 $C_5H_7NO_2$ 的反应式为：

$$C_{18}H_{19}O_9N + 8.4NO_3^- + 8\ H^+ + 0.4\ NH_4^+ \rightarrow 1.4C_5H_7NO_2 + 11\ CO_2 + 4.2\ N_2 + 9.4\ H_2O \tag{7.16}$$

因此 COD 消耗量（$C_{18}H_{19}O_9N$ 的 COD 含量是 560 g O_2/mol）为：

$(560/(8.4 - 14)) = 4.8$ kg COD/kg NO_3^--N 或

$560/(8.4 \times 14 + 0.4 \times 14) = 4.5$ kg COD/kg TN

实际 C/N 比也可按下式计算：

$C/N = (4.5\ \text{kg COD}\ \Delta N + F_{O2})/(\Delta N)$

式中 ΔN —— 反硝化去除的和同化去除的氮量。

C/N 比中的有机物好氧氧化部分 F_{O2} 是有机物的"浪费"，这种消耗取决于处理系统的设计和运行，另外两个影响 COD 消耗量的因素通过反硝化过程中的化学计量系数及出水的氮浓度要求给出。

效率因子 $f_{C/N}$ 可以定义为：

$$f_{C/N} = (2.86\Delta\ NO_3^- \text{-N} + F_{SP})/(2.86\Delta\ NO_3^- \text{-N} + F_{SP} + F_{O2}) \tag{7.17}$$

如果不存在好氧呼吸造成的有机物"损耗"，即 F_{O2}=0，则 $f_{C/N}$ = 1。

$F_{C/N}$ = 1 时得到最佳 C/N 比，但这种可能性极低。在实际工程中往往需要较高 C/N 比。

在实际工程中，C/N 比应根据下式求出：

$$(C/N)_{实际} = (C/N)_{最佳}\frac{1}{f_{C/N}} \tag{7.18}$$

如果原污水中的 C/N 比相当于$(C/N)_{实际}$，则得出的公式如下：

$$(COD/TN)_{实际,1} = (COD/TN)_{最佳} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{C_{COD1}}{C_{COD1} - C_{COD3}} \frac{C_{TN,1} - C_{TN,3}}{C_{TN,3}} \tag{7.19}$$

或

$$(COD/TN)_{实际,1} = (COD/TN)_{最佳} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{E_{TN}}{E_{COD}} \tag{7.20}$$

相应的 BOD/N 比值为：

$$(BOD/N)_{实际,1} = (BOD/TN)_{最佳} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{E_{TN}}{E_{BOD}} \tag{7.21}$$

式中　　E——处理效率。

有机物的效率因子 $f_{C/N}$，取决于处理系统的设计和工艺过程控制。单独反硝化系统的 $f_{C/N}$ 接近于 1，而混合反硝化系统的 $f_{C/N}$ 要低得多。

至于生活和城市污水，只要保持足够高的效率因子，原污水中的高 C/N 比一般足以确保取得较高的反硝化率。表 7.3 给出了各种有机物的最佳 C/N 比，表 7.4 给出了一些污水处理厂设计的效率因子。如果处理系统的设计和运行都存在缺陷，则效率因子可能低于表内所列数字。

如果原污水中的 C/N 比太低，就意味着仅出现部分反硝化或者反硝化速率很低，在大多数情况下，意味着硝酸盐的处理效率下降。C/N 比低会导致反硝化中间产物（如 N_2O）的增加[14]。

用于反硝化的不同种类有机物的最佳(C/N)比　　　　**表 7.3**

有机物	$(C/N)_{最佳}$	单位
污水中的有机物	3～3.5	kg BOD/kg N
	4～5	kg COD/kg N
污泥中的有机物	1.5～2.5	kg BOD/kg N
	2.9～3.2	kg COD/kg N
甲醇	2.3～2.7	kg MeOH/kg N
	3.5～4.1	kg COD/kg N
	1.0～1.2	mol MeOH/mol N
醋酸	2.9～3.5	kg HAc/kg N
	3.1～3.7	kg COD/kg N
	0.9～1.1	mol HAc/mol N

【例 7.4】 带回流的处理系统中进行反硝化需要多大 C/N 比，$(BOD/N)_{实际}$是多少？系统中来自污水的有机物能否起碳源的作用？

处理系统的 TN 处理效率为 80%，BOD 的处理效率为 95%。

用式（7.21）可求出$(C/N)_{实际}$：

$$(BOD/TN)_{实际,1} = (BOD/TN)_{最佳} \frac{1}{f_{C/N}} \frac{E_{TN}}{E_{BOD}}$$

根据表 7.3 估算得出$(C/N)_{最佳}$ = 3.2 kg BOD/kg TN；根据表 7.4 求出 $F_{C/N} = 0.4～0.6$

如果将其代入，可求出：

$$(BOD/TN) = 3.2 \times \frac{1}{0.6} \times \frac{0.8}{0.95} - 3.2 \times \frac{1}{0.4} \times \frac{0.8}{0.95} = 4.5 \sim 6.7 \text{ kg BOD/kg TN}$$

城市污水一般都超出 0.4～0.6 这个范围（见表 1.7 和 1.8），所以我们必须注意在处理过程中不要浪费有机物。

各种反硝化处理系统设计的有机物效率因子 $f_{C/N}$（数据来自参考文献[15]） **表 7.4**

处理系统类型	图号	$f_{C/N}$
活性污泥		
单独反硝化	7.9	0.9～1.0
后置反硝化	7.10	0.2～0.5
后置反硝化（外加碳源）	7.11	0.8～0.9
回流	7.12	0.4～0.6
交替工艺	7.13	0.4～0.6
一个反应池的交替	7.15	0.3～0.5
同时硝化反硝化	7.16	0.3～0.5
生物滤池		
淹没式生物滤池/带回流的生物转盘		0.4～0.7
淹没式生物滤池/无回流的生物转盘	7.17	0.9～1.0
无回流的反冲洗生物滤池	7.18	0.5～0.8
流化床生物滤池	7.19	0.4～0.7

7.3.2 搅拌与供氧

对于各种活性污泥工艺，需要提供搅拌措施以保证污泥处于悬浮状态（防止沉淀），并确保污水与污泥的接触。由于空气/氧的进入会导致反硝化率及有机物效率因子 $f_{C/N}$ 的降低，抑制反硝化过程，因此搅拌过程应避免不必要的空气/氧进入。反硝化过程的抑制结果是部分反硝化菌利用氧而不是硝酸盐进行呼吸。呼吸 32 g 氧（= 1 mol O_2）相当于去除 4 个电子当量（氧从 0 价降到-2 价），也就是 8 g O_2 ～1 个电子当量的关系。与此相对应，14g 硝酸盐氮（=1 mol N）相当于 5 个电子当量（氮从+5 价降到 0 价），即 2.8 g NO_3^--N ～ 1 电子当量。这意味着硝酸盐呼吸作用的降低为：

$$\frac{2.8\,g\,NO_3^- - N/eqv}{8\,g\,O_2/eqv} = 0.35\,g\,NO_3^-\text{-}N/O_2 \qquad (7.22)$$

例如，在具有回流的处理厂内把氧化处理过的污水回流到反硝化池内也会出现氧的抑制。

【例 7.5】 在叶片搅拌的反硝化池内，温度为 8℃时污水中的 K_{La} 值为 3 d^{-1}。氧浓度为 0 g/m³，污泥浓度为 4 kg VSS/m³。请计算 8℃时的反硝化速率降低多少？

根据曝气理论，从大气到池内的氧通量为 $\frac{A}{V}N = K_La(C_m - C)$

8℃时氧的饱和浓度 C_m 为 11.8 g/m³，因此氧通量：

$= 3\ d^{-1} \times (11.8 - 0)\ g\ O_2/(m^3 \cdot d) = 35.4\ g\ O_2/(m^3 \cdot d)$

如果细菌是反硝化而不是利用氧的话，则其反硝化反应如下：

$$35.4\ g\ O_2/(m^3 \cdot d) \times 0.35\ g\ NO_3^-\text{-}N / g\ O_2 = 12.4\ g\ NO_3^-\text{-}N / (m^3 \cdot d)$$

假设不受氧影响的反硝化速率 $r_{X,S}$ 相当于图 3.13 中原污水的反硝化速率，约 12 g NO_3^--N/(d·g VSS ，则单位容积的反硝化速率为：

$$r_{V,S} = r_{X,S}X = 12 \times 4 = 48\ g\ NO_3^-\text{-}N / (m^3 \cdot d)$$

因此，当前的反硝化速率为：

$$r_{V,S}(\text{当前}) = r_{V,S} - 12 = 48 - 12 = 36\ g\ NO_3^-\text{-}N / (m^3 \cdot d)$$

在这种情况下反硝化速率降低 12/48 =25%。温度越高，降低越少。

7.3.3 沉淀池和生物滤池内的氮气

如果沉淀池内出现反硝化，就会因氮气气泡而造成污泥上浮等问题。很难确切地说什么时候会成为问题，因为即使氮没有形成气泡，沉淀池内的水也能处于氮过饱和状态。

沉淀池底部的压力加大会增加氮的饱和浓度，继而抵制过饱和趋势。沉淀池污泥中的氧会降低反硝化作用。

大气压力下的氮饱和浓度约为 20 g N_2/m^3，水力压头增加 2 m，意味着饱和浓度约增至 24 g N_2/m^3。如水和污泥均在沉淀池内，4 g NO_3^--N /m^3 的反硝化不会使情况恶化。

一般情况下，如果反硝化和沉淀池运行良好，可被反硝化的硝酸盐量将不会造成问题。然而，如果污泥停留时间长，且工艺过程仅为部分反硝化或没有反硝化部分，则会出现污泥上浮问题。经验表明，沉淀池进口处有 5～10 g NO_3^--N /m^3 再加上温度在 20℃以上，则将出现问题。

生物滤池中产生氮气气泡会使生物膜内部及反应器本身的水相出现问题。图 7.20 是淹没式生物滤池的硝酸盐浓度变化曲线，为 30～3g NO_3^--N/m^3。在进水中，氮浓度与大气相平衡，80%的 N_2 约相当于 20 g N_2/m^3。与纯氮相比，其饱和度为 25 g N_2/m^3。图中所示的 N_2 浓度相当于反硝化反应所去除的硝酸盐。可看出，滤池以下 1/2 m 就是过饱和状态。实际上，整个反硝化滤池中都出现氮气气泡。至于细颗粒滤料，则会堵塞水流，必须经常反冲洗以去除气泡。

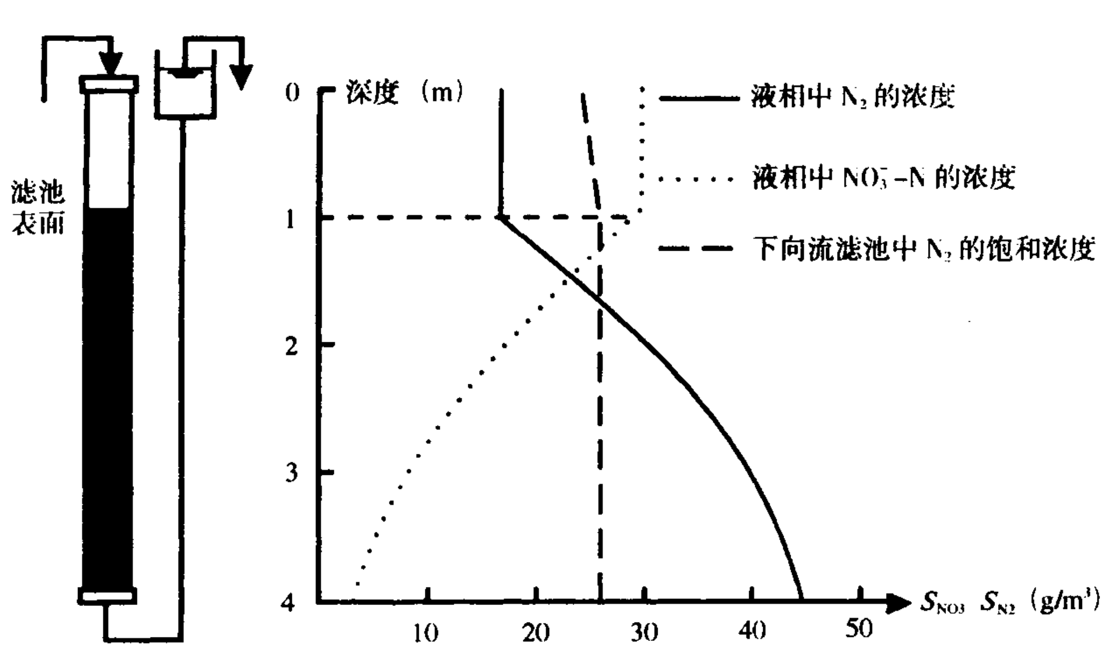


图 7.20 淹没式生物滤池中硝酸盐和氮的浓度曲线[8]

图 7.21 为反硝化生物膜中的浓度曲线，这里也出现过饱和状态，这会使载体和生物膜之间的边界层内形成气泡（图 7.22）。实际上这是生物膜脱落的一种机理。

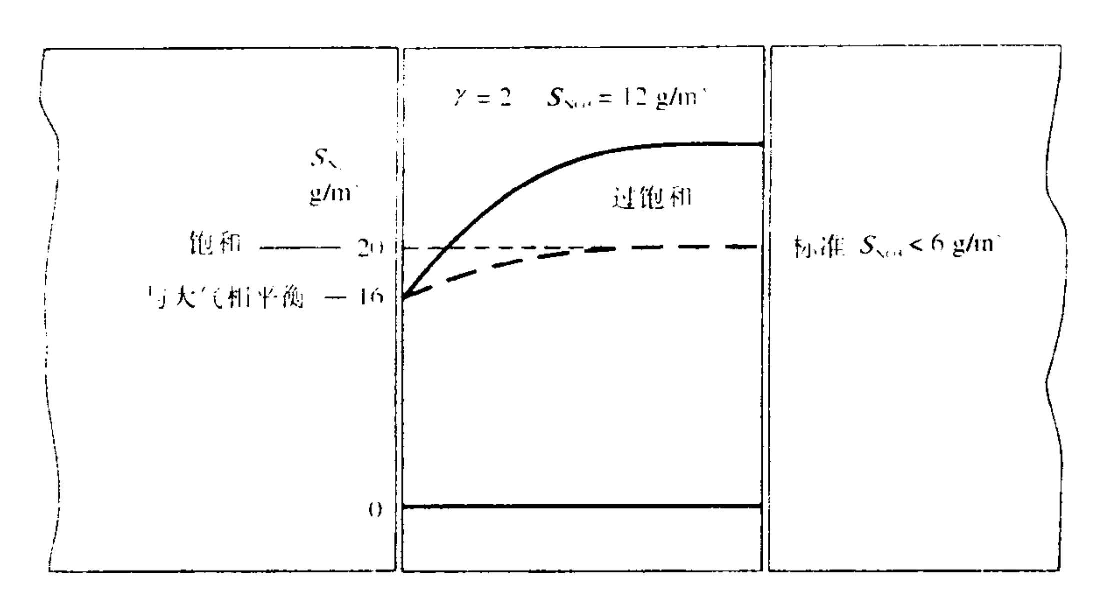


图 7.21　反硝化生物膜中溶解性氮的浓度分布

界面处与大气相平衡，液相硝酸盐浓度超过 6 g NO_3^--N /m³时，出现过饱和[8]



图 7.22　由于生物膜中游离氮过饱和，载体和生物膜之间的界面处出现气泡

生物膜中的产生量为：

$$\frac{d^2S_{N2}}{dx^2}=\frac{k_{0Vf,N2}}{D_{N2}} \qquad (7.23)$$

式中　$k_{0Vf,N2}$——单位容积生物膜的反硝化速率，以 N_2 产量表示；

D_{N2}——氮的扩散系数。

解此方程就可求出生物膜缺氧区后面的氮浓度[8]:

$$S_{N2,L} = S_{N2,x=0} + \frac{D_{NO3}}{D_{N2}} S_{NO3,x=0} \quad (7.24)$$

【例 7.6】 硝酸盐浓度多高会导致明显的过饱和现象以及在生物膜内形成气泡？

生物膜界面处的氮浓度至少是 16 g N_2/m^3（温度 15℃时与大气的平衡）。在生物膜内部，气泡形成前浓度可增加到 20 g N_2/m^3，等于补充 4 g N_2/m^3。

$D_{NO3} = 0.7 \times 10^{-4}\ m^2/d$

$D_{N2} = 1.1 \times 10^{-4}\ m^2/d$

$S_{NO3,max} = 4 \times \frac{1.1}{0.7} = 6\ g\ NO_3^- \text{-N}/m^3$

生物膜外部水相中浓度稍高一些，就会导致过饱和并形成起泡。这是任何反硝化滤池都必须予以考虑的一种现象。

7.3.4 耗氧量

如 7.3.2 节所讨论的，如果我们不考虑不需要的耗氧量，反硝化过程本身表现为负耗氧量，这是因为硝酸盐取代氧进行有机物的氧化。但必须心中有数，产生硝酸盐的过程所消耗的氧量大于反硝化过程所“节约”的氧量。

如果我们把硝化和反硝化看作一个整体过程：

$NH_4^+ \rightarrow NO_3^-$

$NO_3^- \rightarrow 0.5\ N_2$

$NH_4^+ \rightarrow 0.5\ N_2$

我们可求出整个过程的耗氧量：

$$NH_4^+ + 0.75\ O_2 + OH^- \rightarrow 0.5\ N_2 + 2.5\ H_2O \quad (7.25)$$

反硝化过程“节约的氧”相当于 1.25 mol O_2/mol NO_3-N，或 2.86 g O_2/g NO_3^--N（氮化合价减少 5，相当于 1.25 mol O_2，其化合价也减少 4 ×1.25 = 5。

表 7.5 列出了硝化、反硝化以及混合硝化/反硝化的耗氧情况。

7.3.5 碱度

反硝化反应产生碱度，见式（3.30）。其变化情况见表 7.5。

硝化和反硝化所消耗的氧和碱度 **表 7.5**

	耗氧量			碱度消耗量	
工艺过程	mol O_2/mol N	g O_2/g N	g O_2/g N*	eqv.碱度/mol N	eqv.碱度/mol N①
硝化	2.0	4.57	4.3	2.0	1.9
反硝化	-1.25	-2.86	-2.4	-1.0	-0.8
硝化+反硝化	0.75	1.71	1.9	1.0	1.1

① 实际值，包括产泥量中的氮。

如第 6 章所述，硝化反应要消耗碱度，如果其消耗量高于水中的碱度，则会导致 pH

值下降。由于整个硝化/反硝化过程所消耗的碱度仅为硝化过程的一半，因此与反硝化相结合可补偿部分碱度。生物膜的情况较为特殊，因为膜内的 pH 值与水相的 pH 值大不相同。产生碱度的反硝化过程会提高生物膜内的 pH 值，见图 7.23。

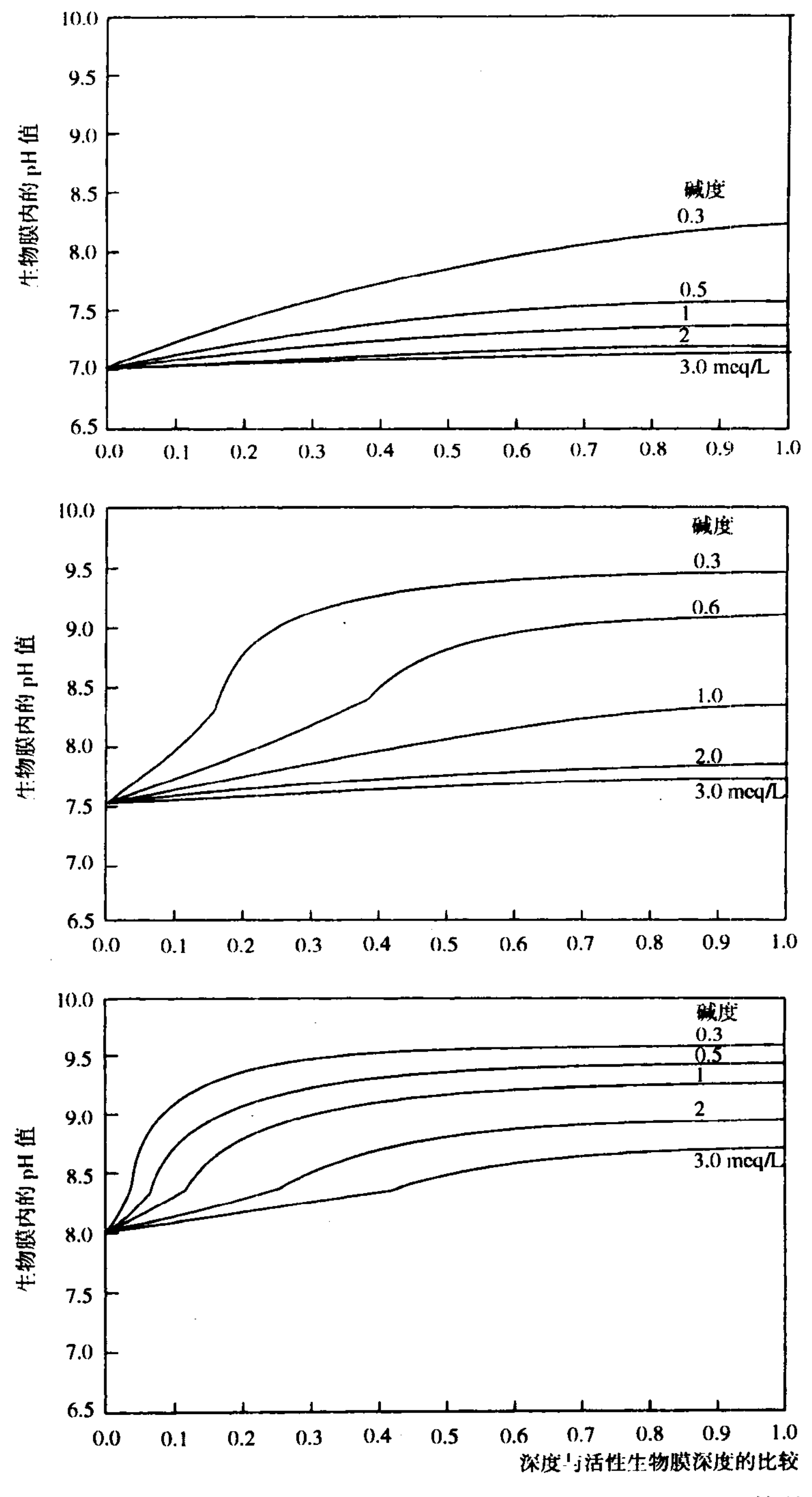


图 7.23 在不同的水相 pH 值（7.0～8.0）与碱度（0.3～3.0 m eqv/l）情况下所计算的反硝化生物膜内 pH 值变化实例

在最坏的情况下，pH 值可增加到 9.7（甲醇）、9.9（醋酸）及 10.5（甲烷）。

pH值增加会导致生物膜内的化学沉淀。在特定的情况下，可使载体上积累大量的无机物，从而造成堵塞或重量增加，最终导致生物转盘系统的机械损坏。

7.3.6 活性污泥反硝化系统的设计

基本设计参数是污泥的比反硝化速率 $r_{X,S}$（$g\ NO_3^- - N/(kg\ VSS \cdot h)$），可根据图 3.13 估测此值。

根据已确定的污泥浓度 X_2，计算单位容积去除速率：

$$r_{V,S} = r_{X,S} X_2 \tag{7.26}$$

$r_{V,S}$ 是最低温度下进行反硝化时的估算值。

通过整个系统的氮平衡和利用图 7.1a 的符号，可计算反硝化的氮量。

$$M_N = Q_1 C_1 - Q_3 C_3 - Q_5 C_5 \tag{7.27}$$

式中 Q_1C_1—— 假设的原污水成分；

C_3—— 已确定的、认可的出水浓度；

Q_5C_5—— 剩余污泥中的氮（$= f_{X,N} F_{ESP}$）。

已知 M_N 值，就可校核 C/N 比是否足够大，或由于 C/N 比太低是否需要降低反硝化速率估计值 $r_{X,S}$，或是否有可能加入外碳源。接着可根据下式确定反硝化池容 V_2。

$$M_N = V_2 r_{V,S}$$

$$V_2 = M_N / r_{V,S} \tag{7.28}$$

【例 7.7】 设计活性污泥反硝化系统。需要反硝化的污水量为 5 000 m^3/d，反硝化池应多大？

根据氮平衡（见图 7.1a）求出要反硝化的氮量。

$$M_N = Q_1 C_1 - Q_3 C_3 - Q_5 C_5 \tag{7.29}$$

已知：

$C_1 = 50\ g\ TN/m^3$ $C_3 = 7g\ TN/m^3$

此外，$Q_1 = 5\,000\ m^3/d$，假设 $Q_3 \sim Q_1$，即 $Q_3 = 5\,000\ m^3/d$

污泥含氮量 $f_{X,N}$ 按 0.05 kg N/kg SS，污泥产量按 700 kg SS/d，这说明 Q_5C_5 为：

$700\ kg\ SS/d \times 0.05\ kg\ N/kg\ SS = 35\ kg\ N/d$

将此值代入式（7.29），可求出：

$M_N = 5\,000\ m^3/d \times 50\ g\ N/m^3 - 5\,000\ m^3/d \times 7\ g\ N/m^3 - 35\ kg\ N/d = 180\ kg\ N/d$

反硝化池的最低温度按 8℃，根据图 3.11 可求出反硝化速率 $r_{X,S}$ 约为 0.5 g N/(kg VSS·h)（原污水温度 8℃）。反硝化池内的污泥浓度 X_2 定为 4 kg VSS/m^3，代入式（7.26）得出：

$r_{V,S} = 0.5\ g\ N/(kg\ VSS \cdot h) \times 4\ kg\ VSS/m^3 = 2\ g\ N/(m^3 \cdot h) = 0.048\ kg\ N/(m^3 \cdot h)$

根据式（7.28）求出池容 V_2：

$V_2 = (180\ kg\ N/d)/(0.048\ kg\ N/(m^3 \cdot d)) = 3\,750\ m^3$

7.3.7 工艺设计的计算机化

对于具有数个处理池和回流，或交替运行的硝化/反硝化联合处理系统，均适宜采用计算机模型进行运行状态的分析。由于这 3 种不同的工艺过程具有此削彼长的关系，其相互作用是复杂的，没有计算机模型提供的额外计算能力是很难进行设计的。

目前的计算机模型还不能用于处理系统的设计，但可以根据所确定的设计参数，对日变化、雨水变化、温度变化以及抑制作用的影响进行分析。根据计算机分析结果，有可能需要改变处理系统的大小或操作模式。

模型还可用于现有处理系统的运行优化。在模型用于处理系统本身以前，可对氧浓度、回流、阶段长度或其他控制等方面变化的影响进行试验并使之最佳化。就以后而言，模型经过进一步开发可以结合到处理系统的控制中。

图 7.24 为交替运行脱氮系统的一个处理池中，模型计算与直接测定结果的比较。为了取得与图中所示的一致性，需要进行综合分析和校正，例 7.8[16]作了进一步说明。

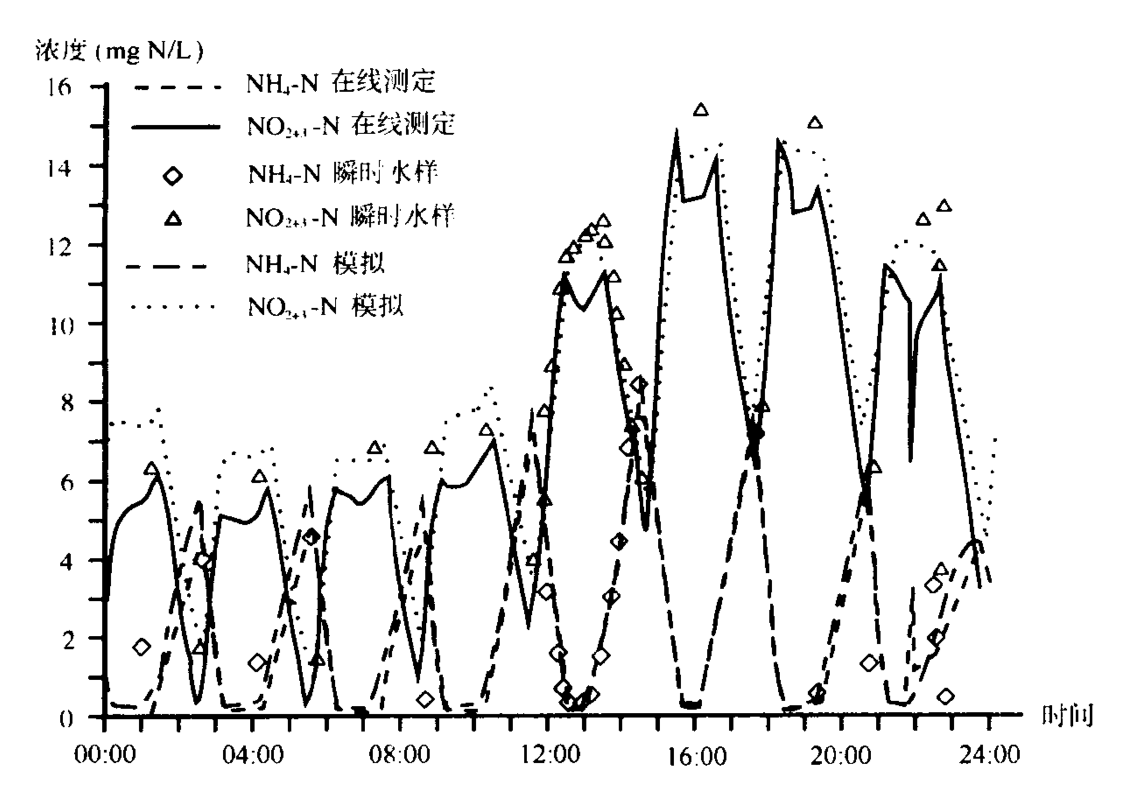


图 7.24　交替硝化/反硝化，NH_4^+和 NO_3^-的在线测定值、现场采样及模型计算值[16]

【例 7.8】　用计算机模型进行模拟计算[19]。

此项工作包括以下 3 个步骤：污水的特性；活性污泥的特性；通过试验确定工艺参数。

处理系统的进水是经聚合氯化铝预沉淀的污水。沉淀出来的污泥经过水解后将溶解性水解产物投加到反硝化段以提高反硝化速率和反硝化能力；处理系统的构成见图 7.25。

污水特性：已知交替工艺进水的日变化，COD、TKN、氨氮、SS、VSS 均已测得；总的和溶解性 COD 的日变化见图 7.26。

由于沉淀使 COD 减少了 65%，出现低浓度数值，这就是悬浮性 COD 含量低的原因。

进水 COD 的详细成分根据耗氧速率（OUR）确定。用以下 3 个组分来表示溶解性 COD 的特性：惰性 S_I、极易降解物 S_{HAc}和易降解物 S_S。估计出水中溶解性惰性 COD 约为进水溶解性 COD 的 10%，其他两个组分通过呼吸试验确定。

利用可观测产率系数确定悬浮物中的组分。通过改变惰性组分 X_I 调整产率系数的模拟计算从而求出惰性颗粒性 COD 占进水颗粒性 COD 的 25%。进水中颗粒性 COD 的其余部分包括不易降解的 COD 和生物量（如 X_S、$X_{B,H}$、$X_{B,A}$）。

COD 组分在一天当中是变化的，表 7.6 为每 8 h 按流量比例采样的污水特性测定结果。

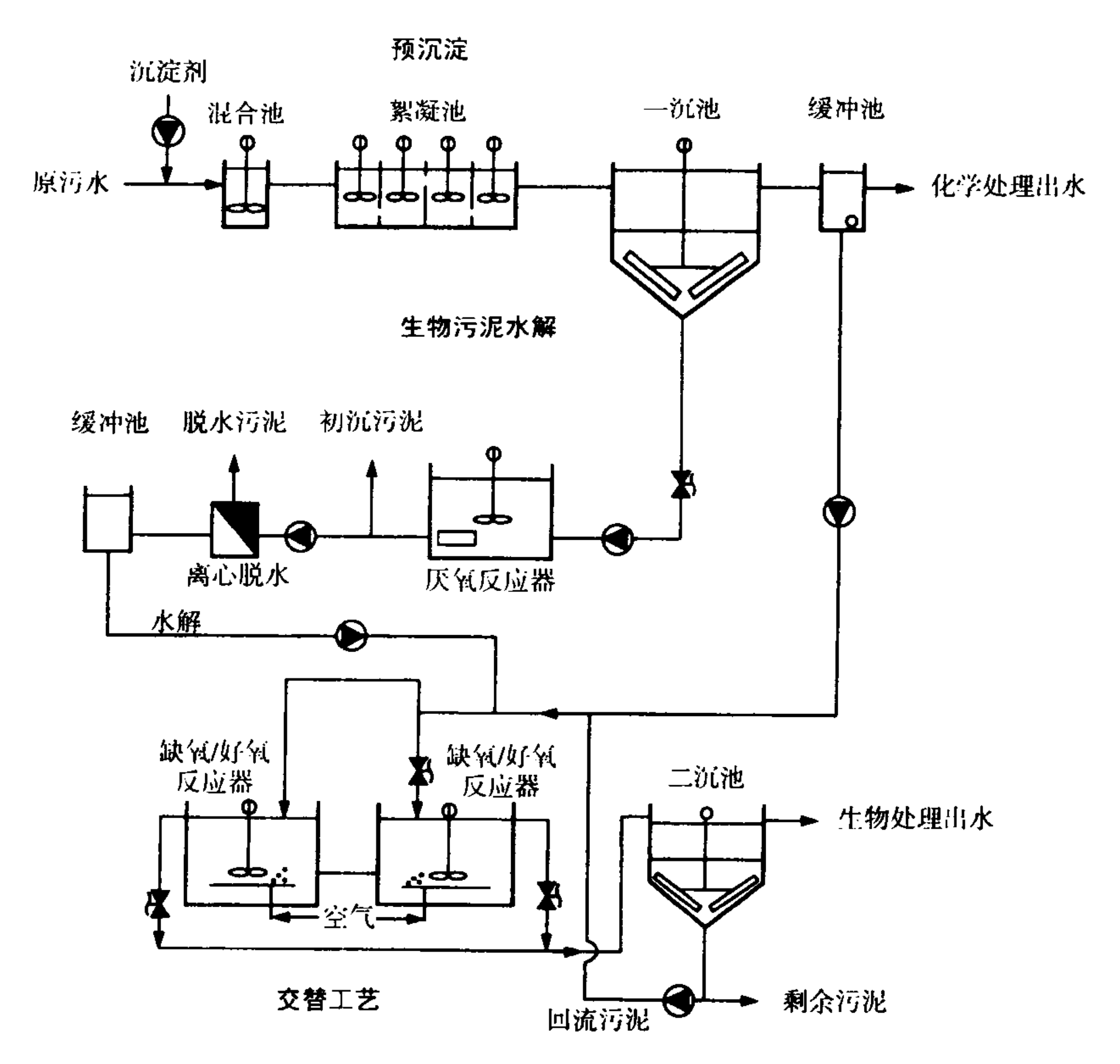


图 7.25 试验装置简图[17]（模型计算仅涉及由两个缺氧/好氧池组成的交替工艺）

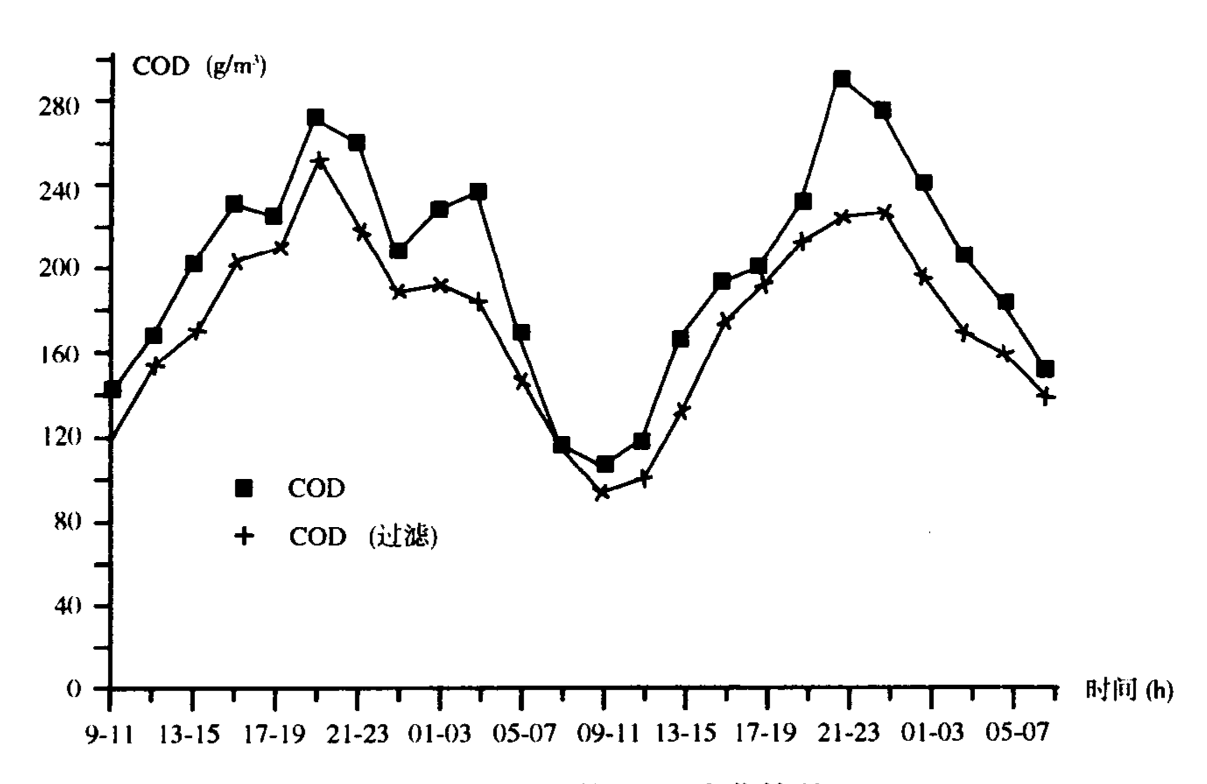


图 7.26 2 天的 COD 变化情况

交替工艺[16]进水的COD分类 表7.6

日期	小时	S_{HAc}	S_S（占可溶性COD 的%）	S_I	$X_S+X_{B,H}+X_{B,A}$（占颗粒性COD的%）	X_I
18/12	09～17	20	70	10	75	25
18/12	17～01	30	60	10	75	25
19/12	01～09	20	70	10	75	25
19/12	09～17	10	80	10	75	25
19/12	17～01	30	60	10	75	25
20/12	01～09	20	70	10	75	25

污泥的特性：根据（OUR）、硝酸盐（NUR）和氨氮氧化（AUR）的呼吸实验，通过以下参数确定污泥的组成：

$X_{B,H}$ = 0.80 kg/m^3　　X_I = 2.80 kg/m^3

$X_{B,A}$ = 0.20 kg/m^3　　η_g=0.5

工艺参数的确定：通过批次试验确定氧对于硝化和反硝化细菌的饱和常数，并求出下列数值：

$K_{S,O2,A}$ = 0.5 g/m^3

$K_{S,O2(NO3)}$ = 0.023 g/m^3

通过模型计算，改变了与标准值有关的4个参数。这些参数为（括号内为标准值）：

b_H = 1.5 d^{-1}（0.62 d^{-1}）

$K_{S,COD}$ = 2 g COD/m^3（2.5 g COD/m^3）

$K_{S,O2,H}$ = 0.5 g O_2/m^3（0.2 g O_2/m^3）

$K_{S,O2,A}$ = 0.5 g O_2/m^3（0.4 g O_2/m^3）

现对上述变化作如下说明：

- 衰减值 b_H 较高，假定是由于进水含有低浓度悬浮固体所致。在这种情况下，污泥的另一个组分得到了发展，它具有另一个衰减常数，即原污水直接进入生物处理或初沉出水进入生物处理是不同的。该衰减常数还包括诸如摄食（捕食）之类的现象，此种现象也受处理系统中污泥状况的影响。应注意衰减和最大生长速率之间的关系。在某些情况下，无论是衰减速率值升高或最大生长速率值降低，我们都可根据计算机模拟获得同样的结果；
- 饱和常数稍低是由于过程和模型中极易降解的基质所致。根据经验得知，基质越容易降解，饱和常数越低；
- 反硝化过程（以及氧去除过程）氧的饱和常数为0.5 g/m^3，高于模型中的标准值。批次试验所得的值不同于中试装置本身的值，假定是由于批次试验中的絮凝物较小。絮凝物越小，氧的饱和常数也越小，参见生物膜动力学。

利用上述方法可取得计算机模拟的数据，如图7.24所示。大部分工作是为了体现进水的特性。一般情况下只需改变极少的工艺参数，如本例所见。一旦求出给定处理系统的参数，经验表明它们多少随时间而恒定。原因之一是尽管在几周和几个月的时间内污水浓度会改变，但各种组分所占的百分率分布是较恒定的。关于工艺参数，其中有一些受工艺设计和运行（如絮体大小和污泥成分）的影响。

7.3.8 反硝化生物滤池的设计

设计原理与硝化滤池（第 6 章 6.3.3 节）相同。

通过物料平衡，并求出载体表面积 A_2^* 进行设计。

根据整个滤池（可以是完全混合的，但通常更像推流式）有机物和硝酸盐的浓度，用式（7.6a）或（7.6b）确定哪个组分有限制作用。

下一步利用式（5.13）确定反应动力学，最后用式（7.7a）、（7.7b）、（7.7c）或（7.7d）确定反应速率。根据式（7.5）求出载体所需面积 A_2^*。

【例 7.9】 设计一个日处理 1 800 m^3 城市污水的推流式反硝化滤池。水经过活性污泥硝化系统处理，而后以醋酸 HAc 为碳源进行反硝化。

滤池的进水浓度 $S_{NO3,1} = 23$ g NO_3^--N/m^3；出水水质 $S_{NO3,3}$ 必须达到 3 g NO_3^--N /m^3。

选择醋酸投加量：根据表 7.2，用化学计量法求得所需投加量为 5.5g COD/g NO_3^--N。

我们拟投加较多的醋酸，比如 6.5。也就是：

$$S_{COD,1,min} = (S_{NO3,1} - S_{NO3,3})\nu = (23-3)\text{ g }NO_3^-\text{-N/m}^3 \times 6.5\text{ g COD/g }NO_3^-\text{N} = 130\text{ g COD/m}^3$$

该式相当于：

$$130\text{ g COD/m}^3 \times \nu_{COD,HAc} = 130\text{ g COD/m}^3 \times 0.937\text{ g HAc/g COD} = 122\text{ g HAc/ m}^3$$

通过式（7.6b）判断进水和出水中的硝酸盐是否为限制因素：

根据表 5.1，求出 $\dfrac{D_{NO3}}{D_{COD}} = 1.6$

$$\frac{S_{COD,1}}{S_{NO3,1}} = \frac{130\text{ g COD/m}^3}{23\text{ g }NO_3^- - \text{N/m}^3} = 5.6 < \frac{D_{NO3}}{D_{COD}}\nu_{NO3,COD} = 1.6 \times 5.5 = 8.8\text{ g COD/g }NO_3^-\text{-N}$$

就是说，醋酸是限制因素，而硝酸盐则不是。

出水中醋酸含量（和硝酸盐含量）下降。

按此比率 $\nu_{NO3,COD} = 5.5$ g COD/g NO_3^--N，根据表 7.2 和 COD 物料平衡，确定出水浓度如下：

进水 + 去除 = 出水

$$S_{COD,1} - (S_{NO3,3} - S_{NO3,1})\nu_{NO3,COD} = S_{COD,3}$$

$$S_{COD,3} = 130 \times \text{g COD/m}^3 - (23-3)\text{ g }NO_3^-\text{-N/m}^3 \times 5.5 = 20\text{ g COD/m}^3$$

考虑出水硝酸盐是否为限制因素：

$$\frac{S_{COD,3}}{S_{NO3,3}} = \frac{20}{3} = 6.7 < \frac{D_{NO3}}{D_{COD}}\nu_{NO3,COD} = 8.8\text{ g COD/g }NO_3^-\text{-N}$$

正如进水一样，硝酸盐不是限制因素，醋酸是限制因素。

利用式（5.13）首先确定滤池进水中的β，$k_{0Vf,COD}$ 为：

$$260\text{ kg COD/(m}^3\cdot\text{d)/(6.5 kg COD/kg }NO_3^-\text{-N)} = 40\text{ kg g }NO_3^-\text{-N /(m}^3\cdot\text{d)}$$

L 设定在 2 mm，D_{COD} 为 $0.5 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{d}$，即：

$$\beta = \left(\frac{2D_{COD}S_{COD,1}}{k_{0Vf,COD}L^2}\right)^{1/2} = \left(\frac{2\times 0.5\times 10^{-4}\text{ m}^2/\text{d}\times 130\text{ g COD/m}^3}{260\times 10^3\text{ g COD/(m}^3\cdot\text{d)}\times(2\times 10^{-3}\text{m})^2}\right)^{1/2} = 0.013 < 1$$

就是说膜只是部分穿透，因而是半级反应。

相应求出出水的$\beta = 0.002 < 1$。

因此，对于真正的限制组分醋酸来说，整个滤池都是半级反应动力学。

现在可以确定去除醋酸或硝酸盐的物料平衡。

对于醋酸，我们有：

$$QS + r_A\, \omega A\, dy = Q\left(S + \frac{\partial S}{\partial y} dy\right)$$

$$r_{A,COD} = k_{1/2A,COD}\, S_{COD}{}^{1/2}$$

按式（5.37）和式（5.42）求出此解：

$$S_{COD,3}{}^{1/2} = S_{COD,1}{}^{1/2} - 0.5\, k_{1/2A,COD} \frac{A_{2*}}{Q_1}$$

因为 $k_{1/2A,COD} = \left(2D_{COD,2}\, k_{0Vf,COD}\right)^{1/2}$

所以 $A_{2*} = \dfrac{(S_{COD,3}{}^{1/2} - S_{COD,1}{}^{1/2})Q_1}{0.5\times(2D_{COD,2}k_{0Vf,COD})^{1/2}}$

$$= \frac{(130^{1/2} - 20^{1/2})(\text{gCOD/m}^3)^{1/2}}{0.5\times(2\times0.5\times10^{-4}\,\text{m}^2/\text{d}\times260\times10^3\,\text{gCOD/(m}^3\cdot\text{d)})^{1/2}} = 4\,900\ \text{m}^2$$

如果滤池中单位容积的面积ω为 100 m^2/m^3，则滤池容积 V 为：

$$V_2 = A_{2*}/\omega = 4\,900\ \text{m}^2/100\ \text{m}^{-1} = 49\ \text{m}^3$$

（滤池空池水力停留时间约为 40 min）。

7.4 生物量中的氧化还原区

在生物量以生物膜或絮体形式出现的处理系统中，去除速率可能受扩散的限制。这种情况在生物滤池中往往占有主导地位，但在活性污泥系统中也起作用。如果不了解扩散对反应的限制是不能马上解释为何这两种情况都会出现这些过程。扩散并非只是导致对反应速率的限制，了解这一现象很重要；了解扩散限制会导致生物量中氧化还原区的分层也同样重要。同时在生物膜里层进行有机物好氧去除和反硝化的部分就是一个很好的例子；但这只是较为一般性的例子。

图 7.27 例举说明了生物膜中可能出现的氧化还原区分层情况。每一层都标明去除或产生的物质。在物质被去除的区域，曲线是负的。在物质产生的区域，曲线是正的，如同浓度断面图的二阶导数一样（5.1 节）。

膜外层由于受大量富氧水的影响，氧渗入生物膜而成为好氧区。正是氧的渗透深度限制了反应器的好氧去除。在该区，污水中可好氧降解的物质（尤其是可扩散的有机物和氨氮）被氧化（见第 5、6 章）。应该清楚，不仅来自外部的物质可以被氧化，来自内层有机物厌氧转化而生成的还原性物质也可扩散到生物膜的外层，并在那里被氧化。图 7.27 用氨的浓度变化曲线举例说明。

存在于水中的硝酸盐及好氧区硝化产生的硝酸盐将渗入无氧区，在那里（缺氧区）

发生反硝化。反硝化需要还原剂，而这一还原剂一直被描述为仅仅来自水中的扩散。如上所述，它也可以来自生物膜内部的还原区，从而出现影响净去除速率的现象。

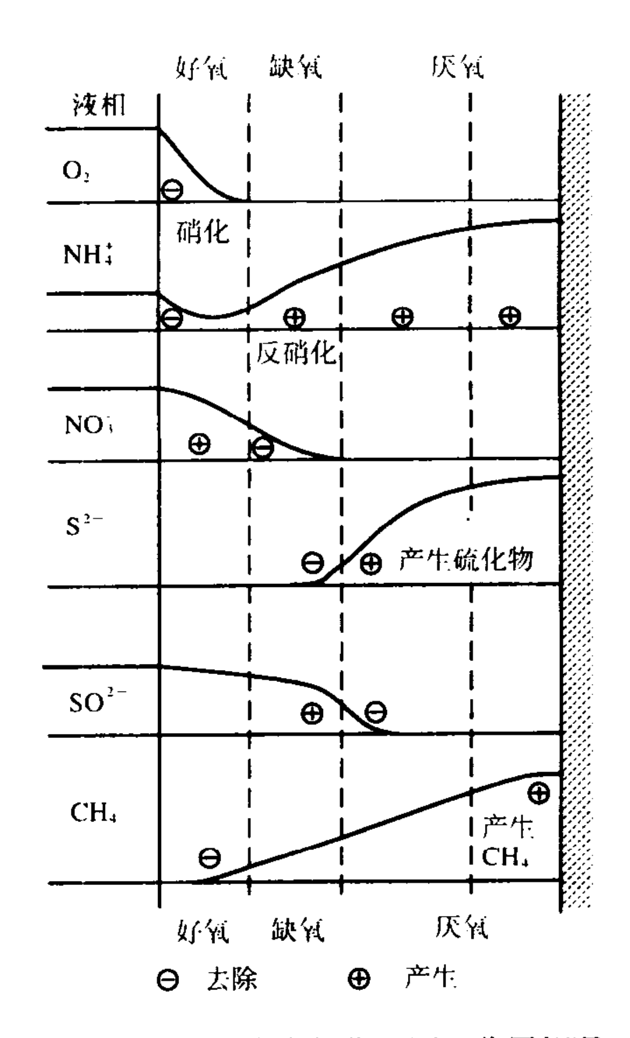


图 7.27 生物膜内氧化还原区分层概况

在内部还原区中，所有的相关过程都是在厌氧条件下发生的。这些过程包括电势小于 $p(\varepsilon)^\circ = 5.8$ 的众所周知的氧化还原过程[9]。与水处理有关的最重要的过程如下：

- 铁还原为可溶性二价铁，因而可渗入外区；
- 有机物还原为脂肪酸，有几种中间产物及脂肪酸可扩散到外区；
- 硫酸盐还原为硫化物，如图所示。

由于有机物的厌氧降解，释放出的氨氮可渗入好氧区。

生物膜中硫酸盐的还原或有机物厌氧降解渗出的硫化物的氧化具有重要意义。所生产的硫化物可与铁等金属一起沉淀，但是它可扩散到外部的氧化区。

有机物最终厌氧还原的结果是转换成甲烷和二氧化碳。甲烷可扩散出来，然后在外区被氧化。由于在水中的溶解度低，甲烷会在生物膜的内区产生，以至超过溶解度。这样就会生成气泡，导致生物膜从支承材料上脱落下来。

所有过程都会产生酸度或碱度，因而会在某种程度上影响生物膜内的pH值，pH值对氧化还原也是很重要的。这样，所有过程根据扩散条件、氧化还原条件、pH值条件、每个区的生长率和降解率等因素错综复杂的相互影响。生物膜生长的历程以及水动力学条件的机械影响都是膜脱落和重新生长的重要因素。

对上述条件及其对生物滤池在污水处理中的工程化的重要性了解甚少。所有这些过程在老式的、低负荷的生物滤池中起着重要作用。这些滤池有足够空间对付局部堵塞。生

物膜经厌氧降解后脱落给重新生长腾出地方。由于存在上述条件，对这些滤池尚无法捉摸，因而目前不具竞争性。

在正常负荷、没有硝化作用的普通生物滤池、淹没式滤池和转盘中，厌氧条件对净去除起着多大作用尚不清楚。

如果有足够低的负荷进行硝化反应，则有 3 个区，即：好氧、缺氧和厌氧区。在前面描述过的滤池中发生反硝化。对厌氧区的重要性实际上并不了解。

仅根据滤池的主要反应很难探讨如此复杂的生物膜内部过程。近来已研究出多种方法，利用微传感器在生物膜内部进行测量以便进一步分析这些过程[12]。现在有可能利用微传感器测定下列物质：

pH，S^{2-}，O_2，NO_2^-，NO_3^-，葡萄糖。

可用模型来模拟不同的氧化还原区内各种过程的相互作用。问题是要深入了解这些过程才能够描述氧化还原区的组合。现已加强了对生物膜的研究。预计不久将会对生物膜的微生物情况、生物膜的结构和生物膜内氧化还原区有更深入的了解。

参考文献

[1] Wuhrmann, K. (1964): Stickstoff- und Phosphorelimination: Ergebnisse von Versuchen im technischen Masstab. (Nitrogen and phosphorus elimination: Results from technical experiments). Zeitschrift für Hydrologie, XXVI, 520-533 Schweiz.

[2] Jansen, J. la Cour (1983): Removal of Soluble Substrates in Fixed Films. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby.

[3] Jansen, J. la Cour and P Harremoës (1984): Removal of Soluble Substrates in Fixed Films. Water Science & Technology, 17, 1-14.

[4] Harremoës, P. and M. Riemer (1977): Pilot-Scale Experiment on Down-Flow Filter Denitrification. Progress in Water Technology, 10, No. 5 /6, 149-165.

[5] Harremoës, P. and M. Riemer (1975): Report on Pilot Studies of Denitrifikation in Down-Flow Filter. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark, Lyngby.

[6] Rogalla, F. and M.M. Bourbigot (1990): New Developments in Complete Nitrogen Removal with Biological Aerated Filters. Water Science & Technology, 22, NO. 1/2, 273-280.

[7] Henze, M. and P. Harremoës (1977): Biological Denitrification of Sewage: A Literature Review. Progress in Water Technology, 8, No. 4/5 509-555.

[8] Harremoës, P., Jansen, J. la Cour and G.H. Kristensen (1982): Practical Problems Related to Nitrogen Bubble Formation in Fixed Film Reactors. Progress in Water Technology, 12, No. 6, 253-269.

[9] Harremoës, P. et al (1989): Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry) Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[10] Arvin, E. and G.H. Kristensen (1982): Effect of Denitrification on the pH in Biofilm. Water Science & Technology, 14, No. 8, 833-848.

[11] Kinner, N. (1983): A Study of the Microorganisms Inhabiting Rotating Biological Contactor Biofilms

during various Operating Conditions, Ph.D. Disertation. University of New Hampshire, Durham, New Hampshire.

[12] Revsbech, N.P. (1989): Microsensors: Spatial Gradients in Biofilrns. In: (Characklis, W.G. and P.A. Wilderer (eds.)), Structure and Function of Biofilms, 129-144 John Wiley and Sons.

[13] Dalsgaard, T., Kühl, M., Jensen. K. Jørgensen, B.B. and N.P. Revsbech (1991): Stofomsætning i biofilm målt med mikrosensorer (Removal of substances in biofilm measured with microsensors). Vand og Miljø. No. 10, 471-477.

[14] Hanaki, K., Hong, Z. and T. Matsuo (1992): Production of Nitrous Oxide Gas during Denitrification of Wastewater. Wat. Sci. Techn., 26., (5/6), 1027-1036.

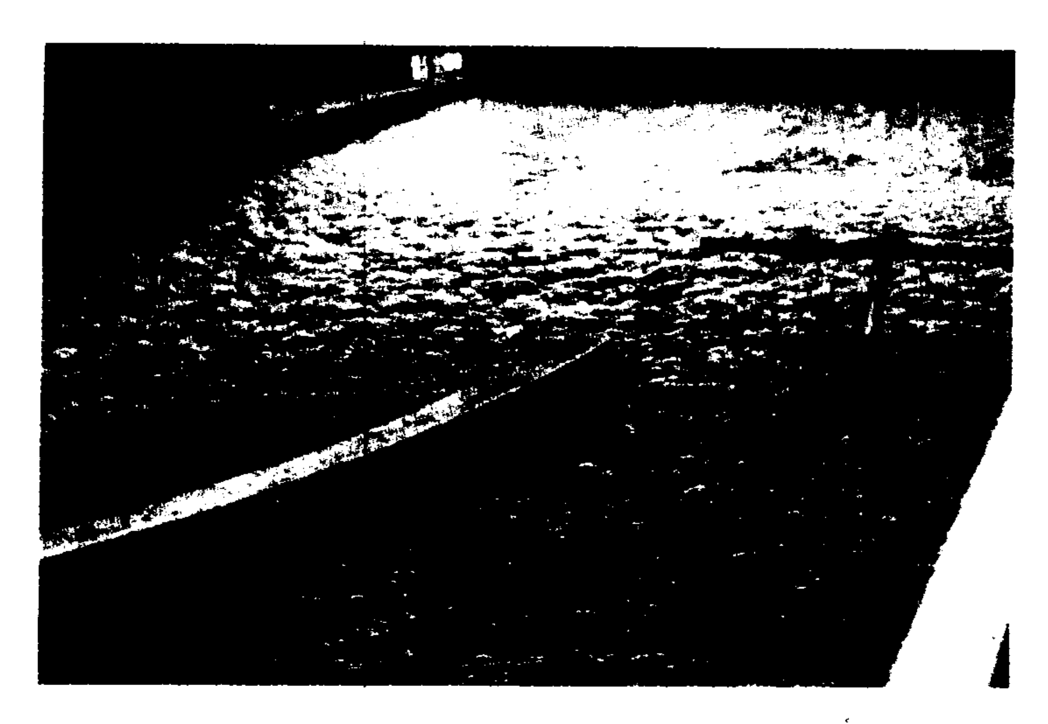
[15] Henze, M. (1991): Capabilities of Biological Nitrogen Removal Processes from Wastewater. Wat. Sci. Techn., 23, (4-6), 669-679.

[16] Kristensen, G.H., la Cour Jansen, J., Jørgensen, P.E., Christensen, H.W. and M. Henze (1991): Simuleringssystem til styring af renseanlæg. (Simulation system for the control of treatment plants). Report to Teknologirådet, 132 / 784-880704, October 1991.

[17] Kristensen, G.H., Jørgensen, P.E., Strube, R. and M. Henze (1992): Combined Pre-precipitation, Biological Sludge Hydrolysis and Nitrogen Reduction – a Pilot-demonstration of Integrated Nutrient Removal. Wat. Sci. Techn., 26., (5/6), 1057-1066.

[18] Kristensen, G.H., Jørgensen, P.E. and M. Henze (1992): Characterization of Functional Groups and Substrate in Activated Sludge and Wastewater by AUR, NUR and OUR. Wat.Sci.Tech, 25, (6).

[19] EFOR (1991): Edb-model for rensningsanlæg. (Computer model for treatment plants). User manual, version 2.0. Efor aps, Søborg, Denmark.



丹麦 Frederikssund 污水处理厂，安装溶解氧仪的硝化/反硝化池

(丹麦第一个按交替式工艺运行的污水处理厂)

第 8 章　污水生物除磷处理系统

Mogens Henze

在江、河、湖、海中，磷能促进植物的生长（富营养化）。排入受纳水体的大部分磷来自污水。由于世界范围内均产生了日益严重的水质富营养化问题，从污水中去除磷的要求日趋迫切。生物除磷工艺能完全或部分解决这个问题，有时需要与化学沉淀工艺相结合。来自生物除磷污水处理厂的污泥，如果不含过量的对环境有害的重金属和有机毒物，将很适合作为肥料。

8.1　生物除磷系统的物料平衡

图 8.1 为一个生物除磷污水处理厂的流程示意图。特别值得注意的是下列 2 个物料平衡：

(a)　在池 V_2 中快速生物降解有机物的物料平衡（从这一平衡可知有多少快速生物降解有机物可用于磷的去除，并可由此计算可能去除的磷量）；

(b)　整个污水处理厂中磷的平衡（以此为基础，可计算出磷的去除量）。

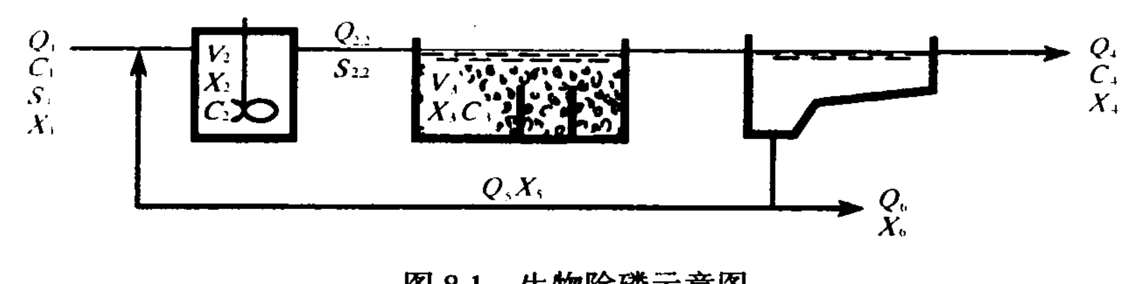


图 8.1　生物除磷示意图

V_2——厌氧除磷池；　V_3——好氧/缺氧池

在池 V_2 中，快速生物降解有机物（这里近似地以醋酸 HAc 计）的物料平衡如下：

进水　回流　水解/发酵　生物除磷的醋酸吸收　出水

$$QS_{HAc,1} + Q_5 S_{HAc,5} + V_{S,HAc} K_h S_2 V_2 - r_{V,HAc} V_2 = Q_{2.2} S_{HAc,2.2} \quad (8.1)$$

由于生产性规模的生物膜法污水除磷处理系统尚未开发出来，因此，迄今为止，这一工艺一直通过活性污泥系统来实现。

通常，式（8.1）可通过假设 $S_{HAc,5} = 0$ 而简化（即处理后的污水和回流污泥中，所有快速降解有机物均已经被去除）。

根据式（3.36），快速降解有机物的去除 $r_{V,HAc}$ 可表示为：

$$r_{V,HAc} = k_{HAc}(S_{HAc} /(S_{HAc} + K_{S,\,HAc}))X_{B,PAO} \quad (3.36)$$

上式可简化为：

$$r_{V,HAc}=k_P(S_{HAc}/(S_{HAc}+K_{S,HAc}))\tag{8.2}$$

式中 k_P——20℃时，1～2 kg COD(S)/(m³·d)；

$K_{S,HAc}$——2～6 g COD(S)/m³。

将式（8.2）代入式（8.1），并假设 $S_{HAc,5}=0$，可得出完全混合厌氧池 V_2 的表达式：

$$Q_1S_{HAc,1}+v_{S,HAc}k_hS_2V_2-\frac{(k_PV_2S_{HAc,2})}{(S_{HAc,2}+K_{S,HAc})}=Q_2S_{HAc,2}\tag{8.3}$$

如果进水（$Q_1S_{HAc,1}$）、池容（V_2）和水解（k_p，$k_{S,HAc}$）已知，那么可以从式（8.3）计算出 $S_{HAc,2}$。

厌氧池中快速降解有机物的去除（$r_{V,HAc}$）与磷的生物吸收密切相关（见例 3.11 和式（3.37））。简化后的式子可写为：

$$r_{V,PO4}=v_{HAc,PO4}r_{V,HAc}\tag{8.4}$$

式中 $r_{V,PO4}$——厌氧池中假设的磷酸盐生物吸收速率（实际上吸收仅发生在好氧池）；

$v_{HAc,PO4}$——快速降解有机物（HAc）与磷（PO_4）之间的化学计量系数。

根据例 3.11，$V_{HAc,PO4}$ 约为 0.1 g P/g COD。

整个处理系统中，磷的物料平衡可表达如下：

$$\underset{\text{进水}}{Q_1C_{P,1}}=\underset{\text{出水}}{Q_4C_{P,4}}+\underset{\text{剩余污泥}}{Q_6C_{P,6}}\tag{8.5}$$

在污水处理厂中磷既没有消失也没有产生，因此，这一平衡很容易验证。对溶解磷来说，一个简化的平衡式也许是有意义的：

$$Q_1S_{P,1}+r_{V,PO4}V_2=Q_4S_{P,4}\tag{8.6}$$

式中 S_P——正磷酸盐和聚磷的总浓度，mg P/L；

$r_{V,PO4}$——生物磷吸收的“反应速率”（设计计算中包括了厌氧池 V_2，而实际上只发生在好氧/缺氧池 V_3）。

此外，还假设：

- $Q_6S_{P,6} << Q_4S_{P,4}$，也就是说，与出水溶解磷含量相比，剩余污泥所含的溶解磷很少；
- 正是厌氧池 V_2 中快速生物降解有机物的吸收控制了生物磷吸收（虽然磷的吸收发生在好氧/缺氧池 V_3）；
- 在池 V_3 中有足够的反应时间（如果污水厂存在硝化或硝化/反硝化，这是正确的）。

【例 8.1】 污水流量为 3 600 m³/d，快速生物降解有机物（COD）为 60 g/ m³。污水处理厂有生物除磷功能，已建有一个 200 m³ 的完全混合式厌氧池。试计算厌氧池出水中快速降解有机物的浓度。不考虑厌氧池中快速降解有机物的产生。

快速降解有机物的物料平衡为：

$$Q_1S_{HAc,1}+v_{S,HAc}k_hS_2V_2-\frac{(k_PV_2S_{HAc,2})}{(S_{HAc,2}+K_{S,HAc})}=Q_2S_{HAc,2}\tag{8.3}$$

水解/发酵 $v_{S,HAc}k_hS_2V_2\approx 0$；$k_P$ 按 1.46 kg COD(S)/(m³·d)计；$K_{S,HAc}$ 按 3 g COD/m³ 计。

代入后得：

$$3\,600\ \text{m}^3/\text{d} \times 0.060\ \text{kg COD(S)/m}^3 - (1.46\ \text{kg COD(S)/(m}^3\cdot\text{d)} \times S_{\text{HAc},2} \times 200\ \text{m}^3)/(S_{\text{HAc},2} + 0.003\ \text{kg COD(S)/m}^3) = 3\,600\ \text{m}^3/\text{d} \times S_{\text{HAc},2}$$

由上式可计算出：

$$S_{\text{HAc},2} = 0.006\ \text{kg COD/m}^3$$

于是，厌氧池中快速降解有机物的数量为：

$$S_{\text{HAc},1} - S_{\text{HAc},2} = 0.060 - 0.006 = 0.054\ \text{kg COD/m}^3$$

如果化学计算系数 $v_{\text{HAc,PO4}} = 0.1$ kg P/kg COD，则生物除磷工艺可从污水中去除的磷量为：

$$(S_{\text{HAc},1} - S_{\text{HAc},2})\, v_{\text{HAc,PO4}} = (0.060 - 0.006) \times 0.1 = 0.005\,4\ \text{kg P/m}^3$$

（假设原进水中已存在这么多的溶解性磷。在丹麦常常有这种情况。在挪威、瑞士和其他许多国家，污水中磷的含量仅为丹麦的一半，其原因是洗涤剂消耗量较小和人均日排污水量较大）。

8.2 生物除磷处理系统的类型

所有污水生物除磷处理系统都由生物除磷和好氧工艺（有机物的氧化）组合而成，其原因是为了使工艺具有除磷效果，需将微生物交替置于好氧和厌氧条件下。

在组合的活性污泥工艺中，生物除磷也可以和硝化/反硝化相结合，但不能仅与硝化相结合。在已有文献中，有关污水生物除磷系统的类型和设计的信息很少[1]。

8.2.1 有硝化/反硝化和内部碳源的生物除磷系统

图 8.2 为 2 种典型的污水处理系统，尽量在厌氧池建立推流式构造。在例 1 中，厌氧池为一系列完全混合池相串联；在例 2 中，厌氧池为一个长的推流式反应池。在某种程度上，推流式构造能够保证厌氧池的部分池容没有硝酸盐存在（即使回流污泥中存在硝酸盐）。所有存在的硝酸盐都将在厌氧池的前端部分被去除（因此这部分不能算作厌氧池），这部分将作为反硝化池。这种情形对生物除磷工艺来说是不利的，因为除磷过程需要的快速降解有机物将被消耗掉。

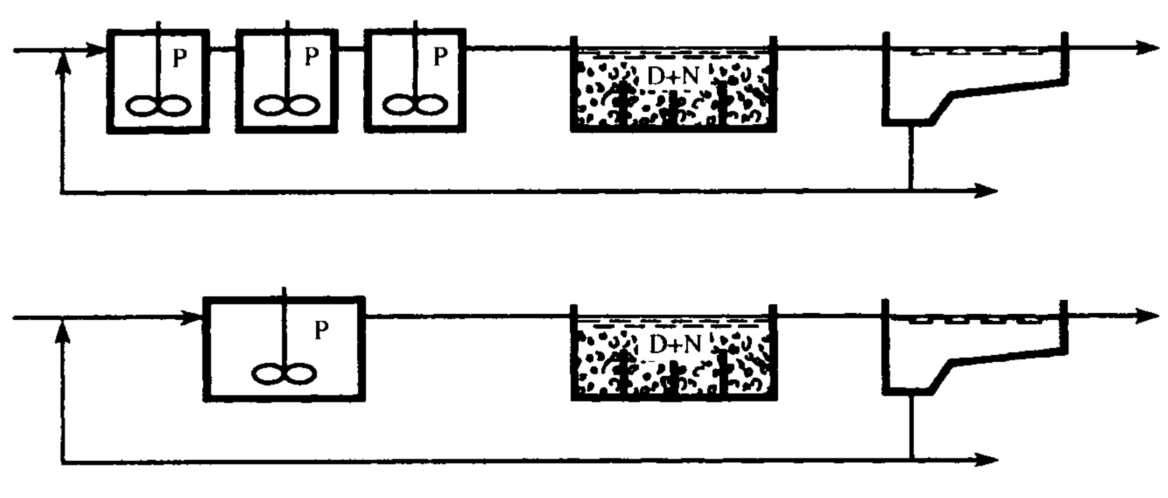


图 8.2 有硝化/反硝化和内部碳源的生物除磷系统

原污水中的快速降解有机物以及厌氧池中可能产生的发酵产物都被生物除磷过程所利用。

图 8.3 为一个生物除磷系统的厌氧池。



图 8.3 生物除磷系统的厌氧池（丹麦 Odense NØ 处理厂）

8.2.2 有硝化/反硝化和外加碳源的生物除磷系统

如果原污水中没有足够的快速降解有机物，那么有可能采用外加碳源，如醋酸盐或来自食品工业的工业污水/废物。图 8.4 为这类污水处理厂的流程图。

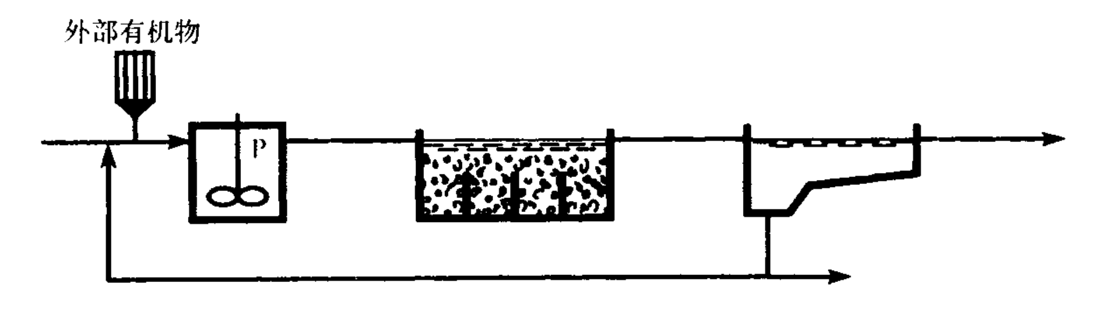


图 8.4 投加外部有机物的生物除磷系统

8.2.3 内部产生快速降解有机物的生物除磷系统

如果在进水中缺乏快速降解有机物（如醋酸等），那么可以通过一个水解工艺在污水处理厂内部获得。目前，有许多污水处理厂采用这种方式。图 8.5 给出了可能采用的污

水处理厂设计流程图，其中已知最后一个流程来自生产性的污水处理厂。在该处理厂的初沉池和浓缩池中应用了初沉污泥中天然发生的水解作用。

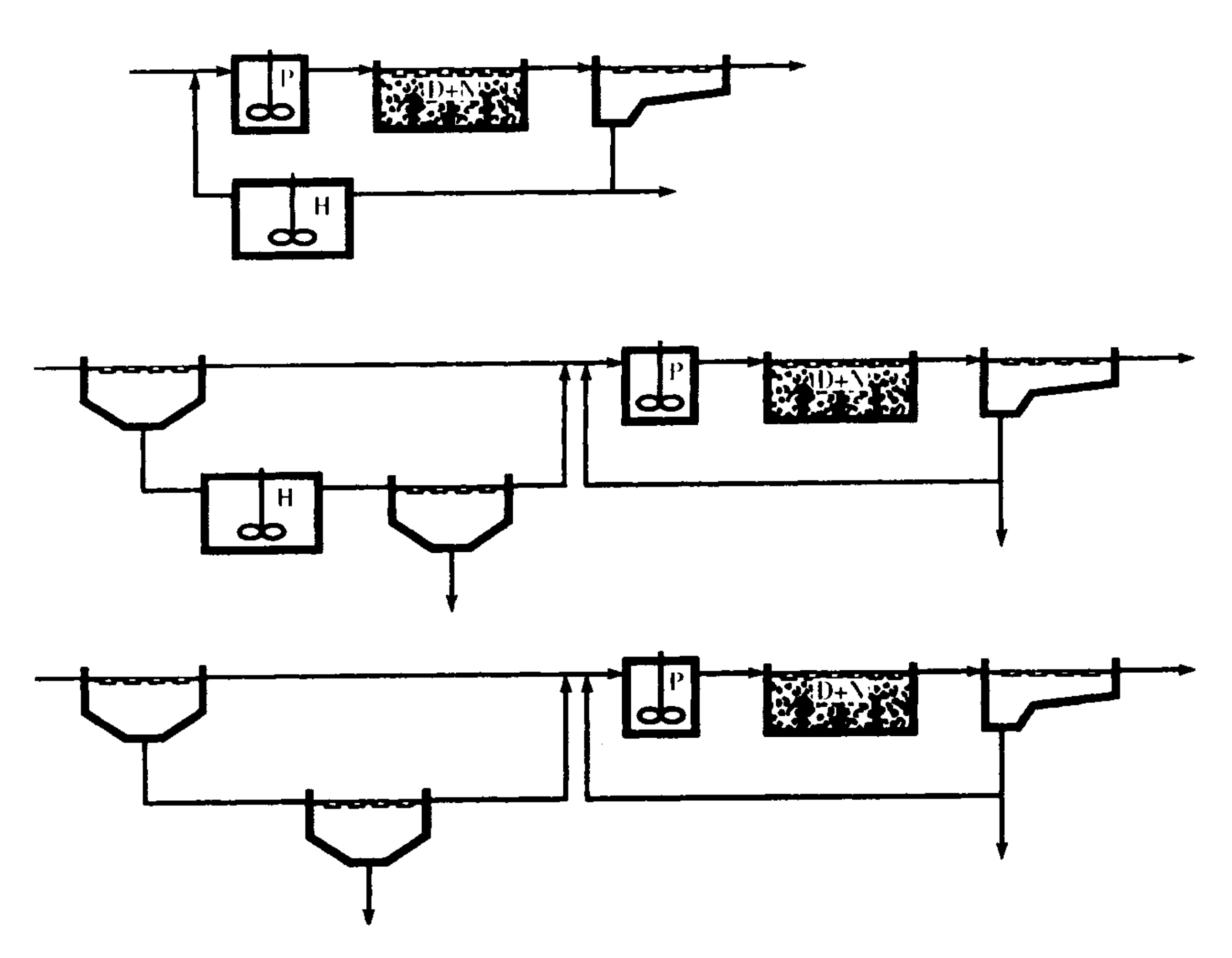


图 8.5 通过水解（H）在内部产生快速生物降解有机物的生物除磷（P）工艺

D + N——硝化/反硝化； S——沉淀

8.2.4 无硝化/反硝化的生物除磷系统

在如图 8.6 所示的污水处理厂设计中可出现生物除磷。在这里，很重要的一点是避免夏季发生硝化，这就是说，好氧泥龄短是先决条件。

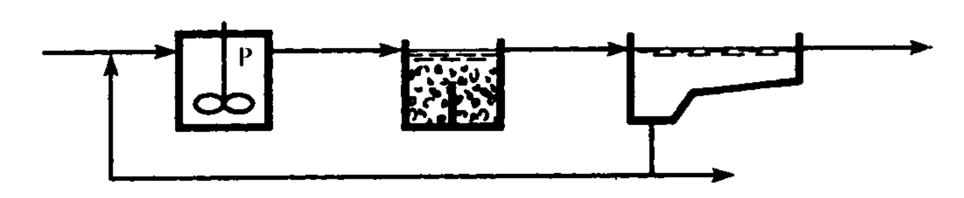


图 8.6 没有硝化/反硝化、具有有机物去除的生物除磷工艺（A/O 或 Phoredox）

8.3 生物除磷系统的设计

8.3.1 快速降解有机物

对于生物除磷来说，快速降解有机物的存在是先决条件。每去除 1 kg 的溶解磷大约需 10 kg 的快速降解 COD。快速降解 COD 必需是醋酸或类似的小分子有机物。

厌氧池中可获得的快速降解 COD 出现在物料平衡的前 3 项，见表达式（8.1）。

当硝态氮进入厌氧池时，就意味着一定数量的快速降解有机物要被反硝化消耗掉，消耗的数量为 4～6 kg COD/kg NO_3^--N。

可以根据 3 个组成项估算出能够获得的快速降解有机物量：

进水：　$Q_1S_{HAc,1}$

水解/发酵：　$r_{V,HAc}e^{k(T-20)}V_2$

反硝化：$-v_{NO3,HAc}Q_5S_{NO3,5}$

采用下列假设：

$r_{V,Hac}$　= 0.25 kg COD(S)/(m^3·d)

k　= 0.1℃$^{-1}$

$v_{NO3,Hac}$ = 5 kg COD/kg NO_3^--N

并假设 0.1 kg P/kg COD 去除。从而可计算出可能去除的最大磷量：

$$Q_1(C_{P,1}-C_{P,4})=0.1\times(Q_1S_{HAc,1}+0.25e^{0.1(T-20)}V_2-5Q_5S_{NO3,5}) \tag{8.7}$$

因此假设所有的有机物均被去除，故厌氧池出水中的快速降解有机物 $S_{HAc,2}$ 为零。

【例 8.2】 计算例 8.1 中的污水处理厂在 20℃和 8℃条件下可能去除的最大磷量。附加条件是，在 3 000 m^3/d 的回流污泥中，硝酸盐浓度为 0.003 kg NO_3^--N /m^3。

磷的最大去除符合 $S_{HAc,2}=S_{HAc,5}=0$。

代入式（8.7）后，得到 20℃时：

$$3\,600\ m^3/d\times(C_{p,1}-C_{p,4})=0.1\ kg\ P/kg\ COD(S)\times(3\,600\ m^3/d\times0.060\ kg\ COD(S)/m^3 + 0.25\ kg\ COD(S)/(m^3\cdot d)\times e^{0.1(20-20)}\times200\ m^3-5\ kg\ COD(S)/\ NO_3^--N\times3\,000\ m^3/d \times0.003\ kg\ NO_3\text{-}N/m^3)$$

$$C_{p,1}-C_{p,4}=0.1\times(216+50-45)/3\,600=0.006\ kg\ P/m^3$$

在 8℃时，除水解这一项外，其余各项均无变化。水解项为：

$$0.25\ kg\ COD(S)/(m^3\cdot d)\times e^{0.1\times(8-20)}\times200\ m^3=15\ kg\ COD(S)/d$$

$$C_{p,1}-C_{p,4}=0.1\times(216+15-45)/3\,600=0.005\ kg\ P/m^3$$

因而，20℃和 8℃时生物除磷所能达到的最大值分别为 6 g P/m^3 和 5 g P/m^3。

8.3.2 生物除磷反应池的设计

生物除磷厌氧池的设计还仍然处于起步阶段，可供借鉴的经验不多。一般来说有两种方法：一是采用水力停留时间来设计；二是依据快速降解有机物的降解动力学来设计。

1. 水力停留时间设计法

为了使工艺过程能完全完成，10℃时厌氧池的水力停留时间必须至少 1 h。在这种情况下水解/发酵作用有助于提高快速降解有机物量，10℃时水力停留时间增加到 3 h 能提高磷的去除率。

2. 快速降解有机物动力学设计法

用式（8.3）可计算出厌氧池出水中快速降解有机物的浓度。已知 $S_{HAc,2}$ 后，可计算出厌氧池中有机物的去除率 $r_{V,HAc}$，根据式（8.4）和式（8.6）可以计算出水溶解磷浓度 $S_{P,4}$：

$$r_{V,PO4}=v_{HAc,PO4}r_{V,HAc} \tag{8.4}$$

$$Q_1S_{P,1}+r_{V,PO4}V_2=Q_4S_{P,4} \tag{8.6}$$

出水总磷浓度可以通过下式计算：

$$C_{P,4}=S_{P,4}+f_{X,P}X_4 \tag{8.8}$$

【例 8.3】 计算例 8.2 中污水处理厂出水的溶解磷浓度。已知进水总磷为 10 g/m³，出水悬浮物为 20 g SS/m³，假设悬浮物中含有 5%的磷。

20℃时，由例 8.2 得到：

$C_{P,1}-C_{P,4}=0.006$ kg P/m³

$C_{P,1}=0.010$ kg P/m³，于是，

$C_{P,4}=0.004$ kg P/m³

$$C_{P,4}=S_{P,4}+f_{X,P}X_4 \tag{8.8}$$

$S_{P,4}=C_{P,4}-0.05\times0.020=0.004-0.001=0.003$ kg P/m³

8℃时，有：

$S_{P,4}=0.005-0.05\times0.020=0.004$ kg P/m³

如果在汇水区内使用的是无磷洗涤剂，那么进水中的磷浓度可能为 6 g P/m³。在这种条件下，出水溶解磷浓度无论在 8℃或 20℃时都将接近于零。

3. 剩余污泥含磷量的计算

应用磷的平衡式（8.5），可计算出污泥中磷的含量：

$$Q_1C_{P,1}=Q_4C_{P,4}+Q_6C_{P,6} \tag{8.5}$$

$$Q_1C_{P,1}=Q_4S_{P,4}+Q_4X_{P,4}+Q_6C_{P,6}$$

污泥的含磷量为：

$$Q_4X_{P,4}+Q_6C_{P,6}=Q_1C_{P,1}-Q_4S_{P,4} \tag{8.9}$$

对于一个常规的好氧工艺，由式（4.13）可计算出污泥总产量：

$$F_{SP}=Y_{obs}(C_1-C_3)Q_1 \tag{4.13}$$

式中 C_1——进水有机物浓度（g/m³）；

C_3——出水有机物浓度（g/m³）。

将式（8.8）、式（8.9）和式（4.13）合并，得到污泥含磷量 $f_{X,P}$ 为：

$$f_{X,P}=(Q_1C_{P,1}-Q_4C_{P,4})/F_{SP} \tag{8.10}$$

【例 8.4】 计算例 8.3 中 8℃时污泥的含磷量。

已知进水总磷为 10 g P/m³，进水总 COD C_1 为 300 g/m³，出水总 COD C_4 为 50 g/m³，水量为 14 000 m³/d。

从例 8.3 可得到：$C_{P,4}=S_{P,4}+X_{P,4}=4+1=5$ g P/m³

假设 $Q_4=Q_1$，$Y_{obs}=0.7$ g SS/g COD

代入式（8.10）后得：

$$f_{X,P}=(Q_1C_{P,1}-Q_4C_{P,4})/F_{SP} \tag{8.10}$$

$$f_{X,P}=(C_{P,1}-C_{P,4})/(Y_{obs}(C_1-C_3))$$

代入已知数据后得：

$f_{X,P}=(10-5)$ g P/m³/(0.7 g SS/g COD × (300 − 50) g COD/m³)

$f_{X,P} = 0.029$ g P/g SS

污泥中磷含量占 SS 的 2.9%。

8.3.3 生物除磷系统的运行优化

优化模型是可以得到的[2]，关键问题是厌氧池中硝酸盐的存在和快速降解有机物的缺乏。硝酸盐会抑制磷的生物吸收（详见第 3 章第 3.6 节），这一问题可以通过两个途径来解决：

a） 提高反硝化率以最大限度地降低回流污泥中的硝酸盐含量；

b） 在回流污泥路线中加入一个反硝化池（缺氧污泥稳定）。

反硝化池的应用参见图 8.7。

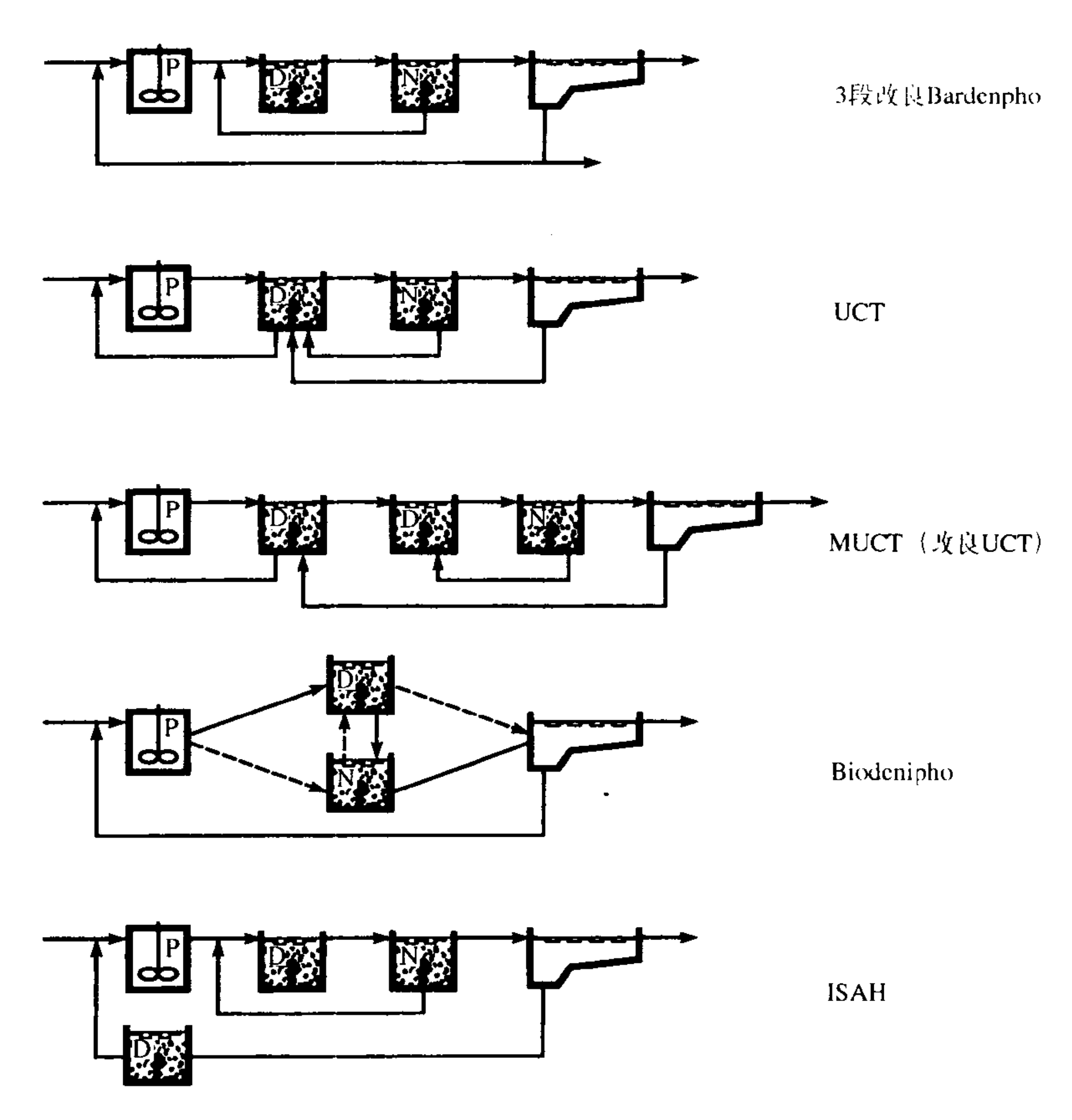


图 8.7 各种生物除磷工艺的布置

其他一些细菌，如 G 细菌或 GAO（糖原聚积细菌），可能也会利用快速降解有机物而与 PAO 竞争。GAO 既不聚磷也不放磷，通常对除磷工艺无影响。

快速降解有机物的缺乏可通过以下途径得以补偿：

a） 外部投加醋酸；

b） 外部补给工业污水；

c） 通过增加厌氧池的停留时间而增强水解/发酵作用；

d） 污泥或污水单独进行水解后再进入厌氧池，见图 8.5。

厌氧池中溶解氧的影响与硝酸盐是一样的，即消耗快速降解有机物。溶解氧可随回流污泥而带入（通常并不构成影响），或者来自维持厌氧池内混合液悬浮所产生的混合/搅动充氧作用。

生物除磷的第三个问题可能是，污泥被排出污水处理厂之前污泥中的磷已经出现释放。如果其他处于厌氧条件下的池子中也同时存在快速降解有机物，这种情形就可能发生。在为反硝化而过量加入外部碳源的情况下很可能要冒这种风险。当硝酸盐去除后，污泥中将发生磷的释放。因此，有必要维持一个尽可能低的好氧泥龄。$\theta_{X,好氧}$越高，生物除磷工艺的效率越低。

参考文献

[1] Ramadori, R.(ed.)(1987): Biological Phosphate Removal from Wastewater. Proceedings of an IAWPRC Specialized Conference held in Rome 28-30 September 1987. Pergamon Press, London. (Advances in Water Pollution Control).

[2] Henze, M., Gujer, W. Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. and G. v. R. Marais(1995): Activated Sludge Model No.2. IAWQ. Sci. and Techn. Repirt. No.3, IAWQ, London.

第9章　污水厌氧处理系统

Mogens Henze

污水厌氧处理不同于污泥厌氧处理，其原因在于污水厌氧处理中大部分有机物质是溶解性的，要去除污水中溶解性有机物质，就意味着必须使其与进行厌氧处理的微生物之间保持良好、充分的接触。对污水厌氧处理而言，其水力停留时间、泥龄与污泥厌氧处理有很大不同。

第一座工业污水厌氧处理厂于 1929 年建于丹麦的 Slagelse，用于处理酵母生产污水。在这座污水厂运行将近 30 年的时间里，污水厌氧处理技术的进展一直非常缓慢。直到 1980 年左右，荷兰上向流厌氧活性污泥床（UASB）的出现才使该技术的发展得以走向高潮。

厌氧处理工艺运行费较低且产生有相当价值的气体，尤其适宜于高浓度污水处理，如果采用好氧方法氧化有机物就会增加电耗。

如果所处理的污水温度较高，则更容易显示此处理工艺的优越性，因为反应池所需的容积可相应减小。一种减小池容的方法是采用池内能够保持高浓度污泥的处理工艺，厌氧处理工艺因此也正朝着这个方向发展，例如已为大家熟知的由生物技术其他分支和化学技术发展而来的污泥床处理工艺和流化床滤池工艺[1]。

污水厌氧处理工艺一般用于处理工业废水，对城市污水的处理，该工艺的应用并不普遍，其原因是出水水质不能达标，一般都需要进一步的好氧处理。

从百分比来看，工业废水厌氧处理能去除大量的有机物质，但几乎不去除其他营养物质。

因此，污水厌氧处理工艺一般用于污水的预处理，其后需要接续其他处理工艺。

9.1　厌氧处理系统的物料平衡

图 9.1 所示的为污水厌氧处理系统示意。

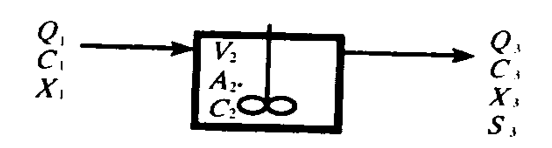


图 9.1　污水厌氧处理示意图

对污水厌氧处理工艺，当我们了解所采用的工艺及其动力学时，即可写出其物料平衡方程。表 9.1 列出了厌氧工艺的工艺矩阵，与其他工艺矩阵一样，这是对真实情况的一种极大的简化。表 9.2 的工艺矩阵就更加简化，可在负荷稳定、产甲烷为速率限制步骤的

情况下使用。值得注意的是，对污水厌氧处理工艺而言，产甲烷大概是唯一能从污水中去除 COD 的工艺过程，其后，诸如沉淀去除悬浮物的工艺，仅能去除少量的悬浮性 COD。

厌氧处理工艺矩阵 表 9.1

组分→ / 工艺过程↓	$X_{B,S}$	$X_{B,M}$	X_I	X_S	S_S	S_{HAc}	S_{CH4}	S_{ALK}	
1. 有机物质水解				-1	1				$k_{hX}\frac{X_S/X_{B,S}}{K_X+(X_S/X_{B,S})}X_{B,S}$
2. 产酸	1				$-\frac{1}{Y_{max,S}}$	$\frac{1-Y_{max,S}}{Y_{max,S}}$		$-\frac{5.9}{Y_{max,S}}$	$\mu_{max,S}\frac{S_S}{S_S+K_{S,S}}X_{B,S}$
3. 产甲烷		1				$-\frac{1}{Y_{max,M}}$	$\frac{1-Y_{max,M}}{Y_{max,M}}$	$\frac{5.8}{Y_{max,M}}$	$\mu_{max,M}\frac{S_{HAc}}{S_{HAc}+K_{S,M}}X_{B,M}$
4. 产酸菌的衰减	-1		$f_{XB,XI}$	$1-f_{XB,XI}$					$b_{H,S}X_{B,S}$
5. 甲烷菌的衰减		-1	$f_{XB,XI}$	$1-f_{XB,XI}$					$b_{H,M}X_{B,M}$
单位	kg COD/m³							eqv/m³	
	产酸菌生物量	产甲烷菌生物量	惰性悬浮性有机物质	慢速可生物降解有机物质	易生物降解有机物质	乙酸	甲烷	碱度	

厌氧处理的简化工艺矩阵（Y_{max}为最大总厌氧产率系数） 表 9.2

组分→ / 工艺过程↓	X_B	C_S	S_{CH4}	反应速率 $r_{V,X}$
产甲烷	1	$\frac{-1}{Y_{max}}$	$\frac{1-Y_{max}}{Y_{max}}$	$\mu_{max}\frac{C_S}{C_S+K_S}X_B$
	kg COD/m³ 生物量	kg COD/m³ 有机物质	kg COD/m³ 甲烷	

采用图 9.1 所示的符号和表 9.2 的简化工艺矩阵，可写出污水的 COD 物料平衡式：

$$Q_1C_1 - r_{v,x}V_2 = Q_3C_3 \tag{9.1}$$

$$r_{V,X} = \frac{1-Y_{max}}{Y_{max}}\mu_{max}\frac{C_S}{C_S+K_S}X_B$$

甲烷产量相当于从污水中去除的 COD，也就是 $r_{V,X}V_2$ 。

1. 悬浮污泥处理工艺

在悬浮污泥厌氧工艺中，泥龄常作为设计的基础，污水处理系统要满足泥龄的设计，以便生长缓慢的甲烷菌能够存活。

由表 9.1 可得甲烷菌的净比生长速率μ_{obs}:

$$\mu_{\text{obs,M,net}} X_{\text{B,M}} = \mu_{\text{max,M}} \frac{S_{\text{HAc}}}{S_{\text{HAc}} + K_{\text{S,M}}} X_{\text{B,M}} - b_{\text{H,M}} X_{\text{B,M}}$$

因此，整个污水系统（图 9.2）的甲烷菌物料平衡方程如下所示：

$$Q_1 X_{\text{B,M,1}} + \mu_{\text{obs,M,net}} X_{\text{B,M,2}} V_2 = Q_3 X_{\text{B,M,3}} + Q_5 X_{\text{B,M,5}} \tag{9.2}$$

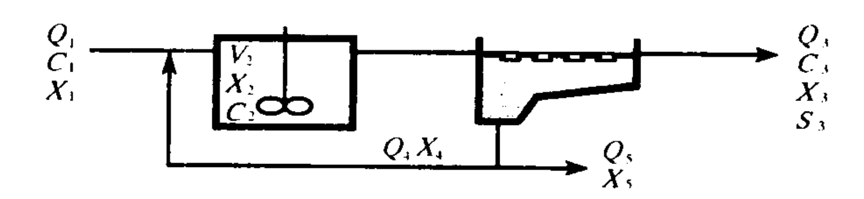


图 9.2 厌氧处理的悬浮工艺/悬浮污泥床工艺

进水中甲烷菌的数量 $Q_1X_{\text{B,M,1}}$ 一般可假定为 0，引入污泥产量 $F_{\text{SP}} = Q_3X_{\text{B,M,3}} + Q_5X_{\text{B,M,5}}$（见式（4.12）），污泥量 $M_{\text{X}} = X_{\text{B,M,2}}V_2$（见式 4.10）和泥龄 $\theta_{\text{X,M}}$（见式（4.14）），可得：

$$\theta_{\text{X,M}} = 1 / \mu_{\text{obs,M,net}} \tag{9.3}$$

图 9.3 给出了所需泥龄与温度的关系，式（9.4）中给出了池容 V_2：

$$V_2 = \frac{Q_{\text{X,M}} F_{\text{SP}}}{X_{\text{B,M,2}}} \tag{9.4}$$

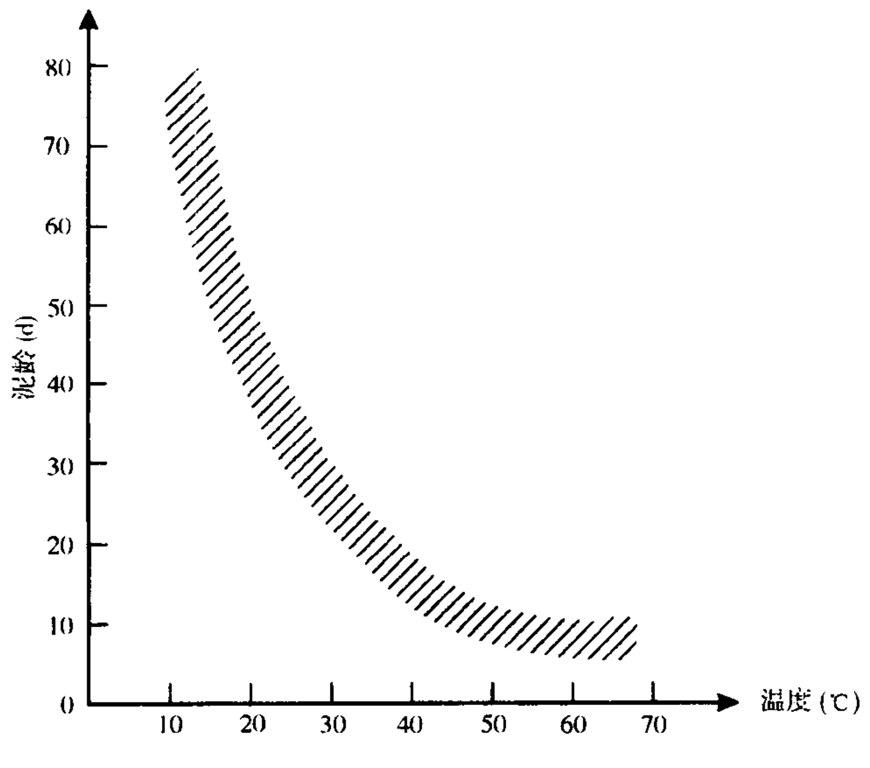


图 9.3 污水厌氧处理厂泥龄与温度的关系

【例 9.1】 某厌氧接触处理厂（悬浮污泥）将用于处理来自一家糖厂的废水，已测得 30℃时甲烷菌的净比生长速率为 0.05 d^{-1}，求其泥龄。

由式（9.3）可得：

$$\theta_{\text{X,M}} = 1/\mu_{\text{obs,M,net}} = 1/0.05\,\text{d}^{-1} = 20\,\text{d}$$

从图 9.3 中可估计出所需泥龄为 20～28 d，因此必需的泥龄是正常实践范围的低值。

如果是55℃的高温工艺过程，其必需的泥龄应为多少？

从图9.3可看出$\theta_{X,M}$为6～12 d，如果假定55℃时甲烷菌净生长速率很高，正如30℃时的计算一样，那么必需的泥龄可估算为6 d。

2. 生物膜法处理工艺

污水COD的物料平衡如下所示：

$$Q_1C_1 - r_{A,M}A_{2*} = Q_3C_3 \tag{9.5}$$

无论是在生物膜内还是在液相中（即生物膜为全部有效的），反应速率$r_{A,M}$通常可描述为零级反应。

$$r_{A,M} = k_{0Vf,M}L$$

如果生物膜的体积为$A_{2*}L_2$（L_2为厚度），且生物膜自身的生物量浓度为$X_{B,f,2}$，则有：

$$r_{A,M}A_{2*} = r_{X,M}X_{B,f,2}L_2A_{2*} = r_{X,M}X_{B,2}V_2$$

式中 $X_{B,2}$——厌氧池生物量的容积浓度。

代入式（9.5），可得：

$$Q_1C_1 - r_{X,M}X_{B,f,2}L_2A_{2*} = Q_3C_3 \tag{9.6}$$

生物膜内的生物量浓度$X_{B,f,2}$可能较高（10～50 kg COD/m^3），这意味着与整个池容相比，X_2也可能比较高。

9.2 厌氧处理系统的类型

与其他生物处理工艺一样，污水厌氧处理系统可分为悬浮污泥处理系统和生物膜法系统。由于污水厌氧处理系统通常处理高浓度污水，有时污泥浓度很高，所以有必要对污水进行预处理，预处理可能包括对悬浮固体和溶解性固体的分离。

9.2.1 厌氧处理系统的污水预处理

预处理可包括下列处理过程：细格栅，沉淀，浮选，超滤。

可对以上处理过程进行组合，例如沉淀和超滤可组合在一起。图9.4给出了一个污水系统布局的例子，在这里进行固相和液相的分离，因此采用了两个单独的厌氧池。污泥可在传统消化池中去除，而溶解性有机物质可采用下一节所讨论的多种形式的污水处理工艺中的任一种进行处理。

超滤法可用于浓缩低浓度污水，例如普通的生活污水；或者作为高浓度污水（工业、农业）的一项实用处理工艺。

预处理可用于任何带有滤池的污水处理厂，对进入滤池的污水有必要进行预处理以防阻塞，预处理可采用从细格栅到超滤法中的任何一种。

9.2.2 悬浮污泥法处理系统

这类处理系统类似于活性污泥污水处理系统。污泥通过机械搅拌，某些情况下或者通过处理过程中产生的气体及污水的泵入进行搅拌。传统的处理系统如图9.5所示，被称为接触处理工艺。

生物处理在一个很高的池子（5～10 m）内进行，而污泥分离则通过沉淀、成层沉降来完成，或许还会需要脱气或冷却等前处理，参见图9.6。

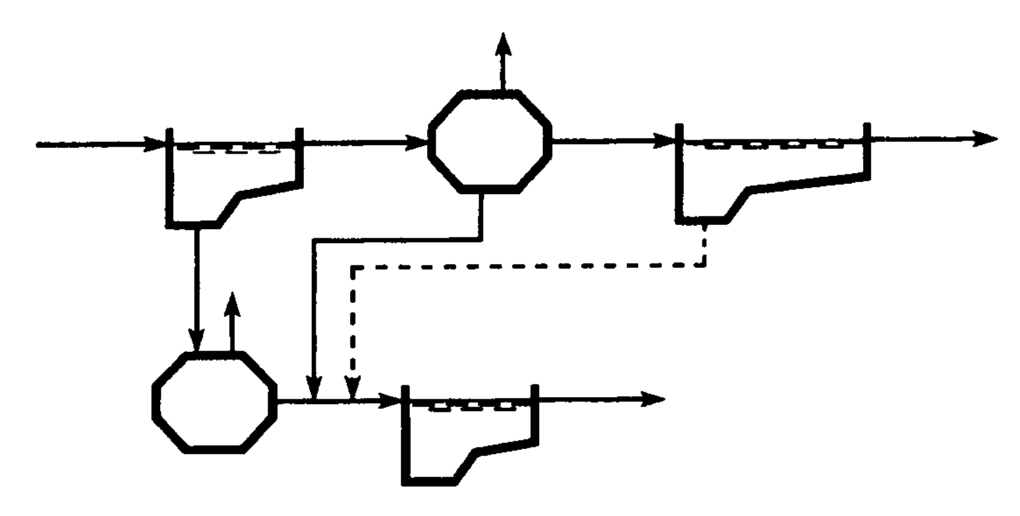


图 9.4 采用两个单独的厌氧反应器的污水厌氧处理系统

适合于处理含高浓度悬浮固体的污水

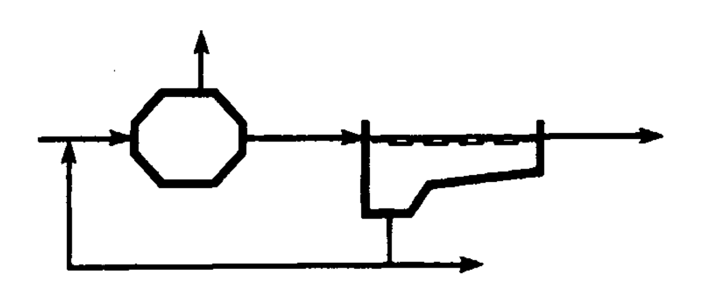


图 9.5 厌氧接触污水处理工艺

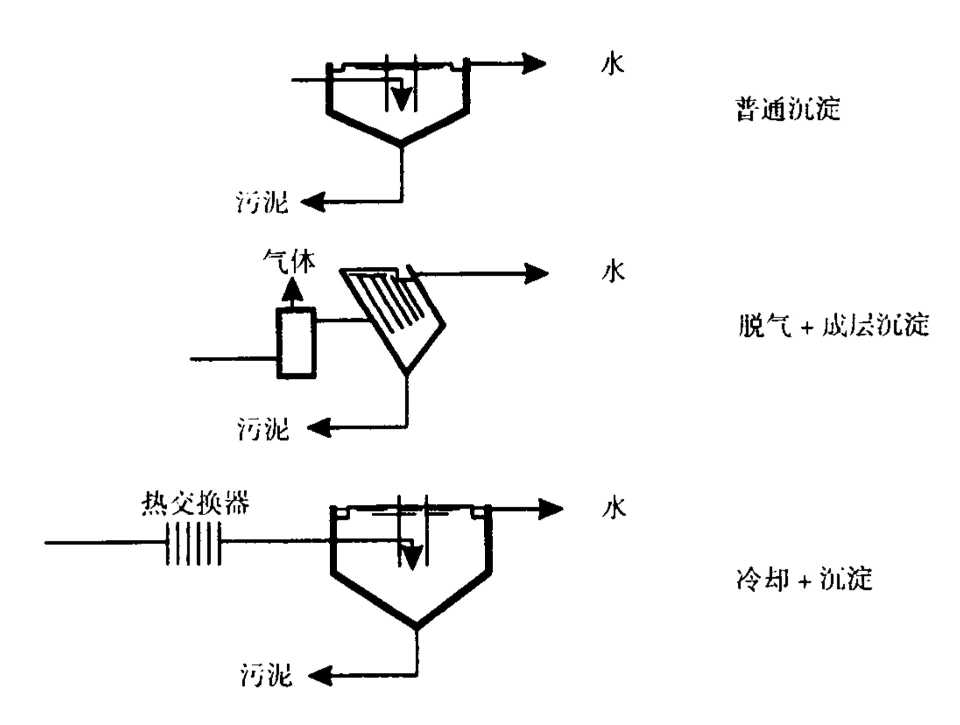


图 9.6 污水厌氧处理的污泥分离技术

脱气或气体吹脱可以阻止或延迟产气作用所引起的污泥上浮，这是因为脱气之后，水相充分过饱和之前，气泡会再度形成，导致污泥上浮。脱气可采用机械脱气/水力脱气，或真空脱气。冷却可使生物过程暂时停止并在随后一段时间内阻止了新的气泡产生。

接触处理工艺是污水厌氧处理的一个历史起点。世界上第一座这样的处理厂 1929 年建于丹麦的 Slagelse，用于处理 Destiller 酵母厂的废水。

接触处理工艺应用广泛，尤其是制糖业和酒精工业。图 9.7 所示的是丹麦哥本哈根 Pectin A/S 的厌氧接触工艺。接触处理工艺的一个现代变体是上向流厌氧污泥床（UASB），如图 9.8 所示，该工艺由一个上向流生物池结合沉淀池组成。

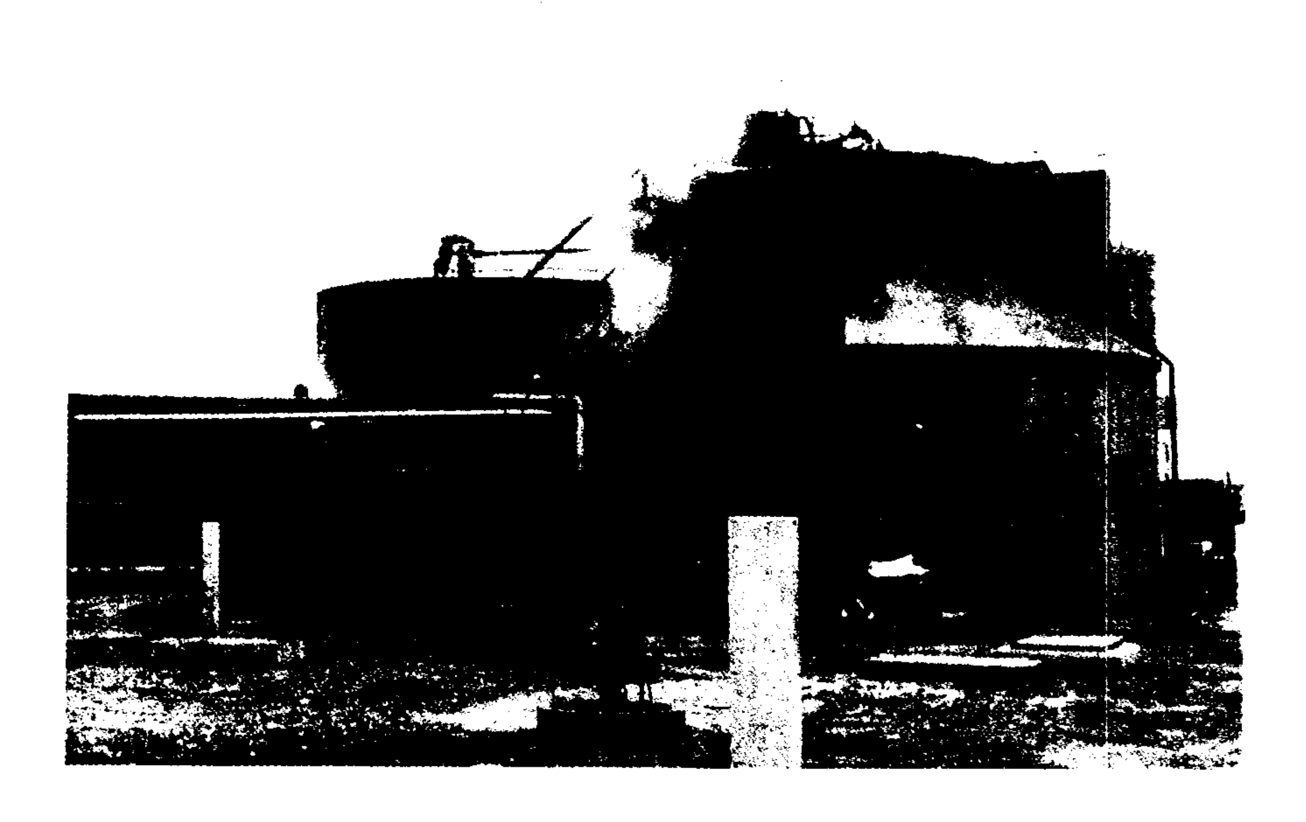


图 9.7 丹麦哥本哈根 Pectin A/S，Ll Skensved 厌氧接触工艺（污泥分离通过成层沉淀完成）

该厂始建于 1970 年左右，以后又分阶段进行扩建

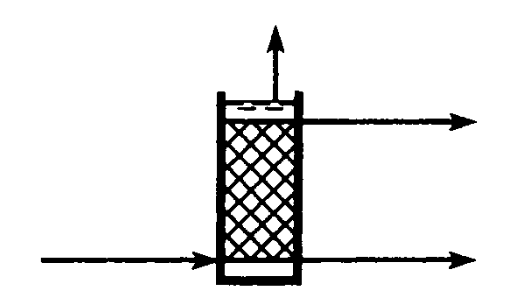


图 9.8 厌氧污泥床反应器，反应器顶部有一个三相分离器以分离气、水和污泥

适于高浓度醋酸废水，如制糖业的水解废水

在一个布局合理的生物池中，假如污水中的有机物质是易降解的（最好是溶解性的），微生物可形成球形颗粒，普通絮体总是不断被降解和再生，而这种球形颗粒则是持久的。这种球形颗粒生物量浓度高，密度大，因此不仅拥有很高的容积去除速率，而且留在生物池内，构成其活性部分（因为它们的沉速大于上升水流速度）。污泥床反应器中的污泥浓度一般两倍于厌氧接触反应器，为 5～15 kg VSS/m^3（7～20 kg COD/m^3）。污泥床反应器经常产生一些与进水及水气分离有关的水力学问题。厌氧污泥床反应器是目前应用最为广泛的厌氧处理器，图 9.9 给出了该反应器的一个例子。

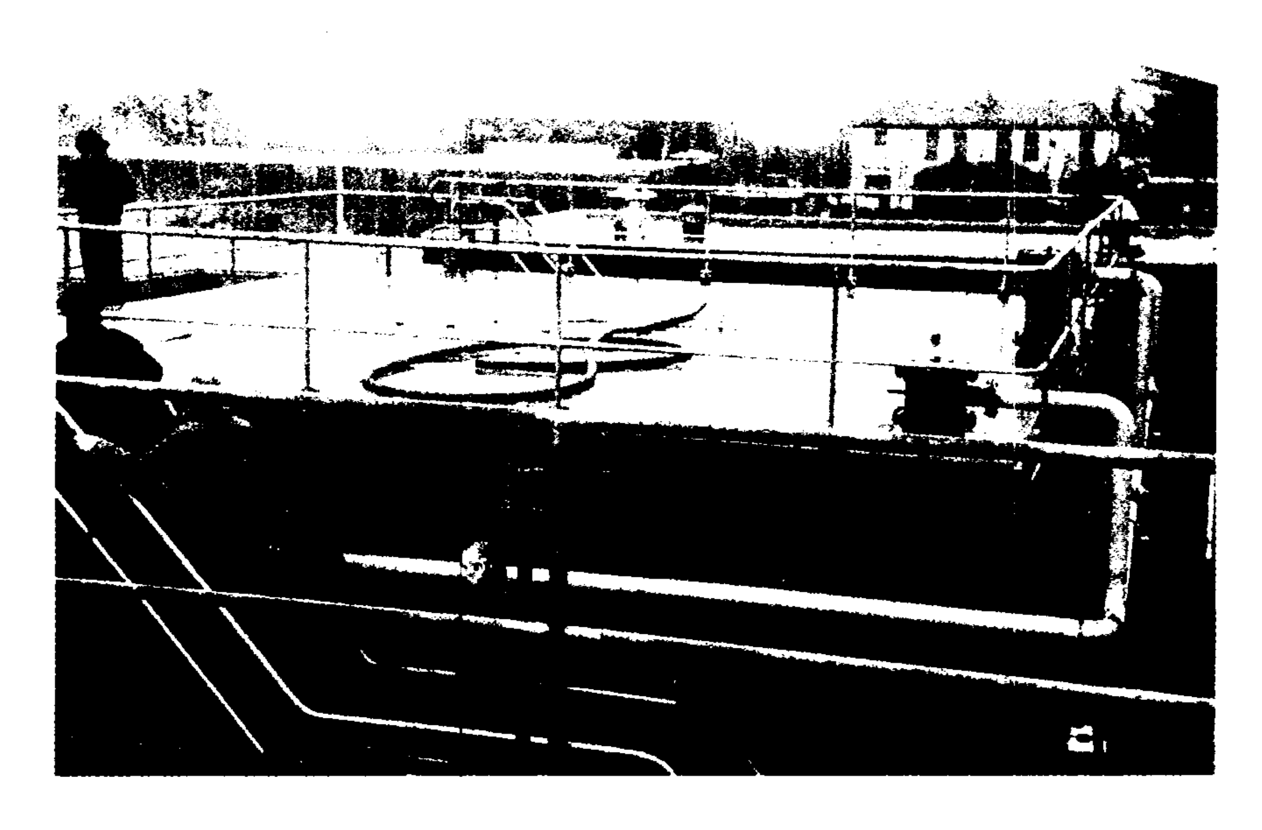


图 9.9 荷兰 CSM 的 UASB 厌氧反应器（处理制糖废水）

9.2.3 厌氧滤池法处理系统

厌氧处理中不同滤池（生物滤池）的设计与其他生物处理一样。滤池一般要求污水中的悬浮固体浓度较低，否则易发生堵塞。由于进水中的 SS 较少，而且污泥产量低，这就意味着出水中的 SS 也很低，因此，一些厌氧滤池不设终沉池；另外一个不设终沉池的原因是厌氧滤池通常用作预处理，因此沉淀或类似的处理包括在污水的最终处理中。

所有的厌氧滤池中，有一部分微生物是悬浮的，尤其是固定床上向流滤池[1]和生物转盘。固定床滤池，如图 9.10 所示，是最普通的厌氧滤池反应器，采用普通的塑料滤料，是淹没式上向流滤池。

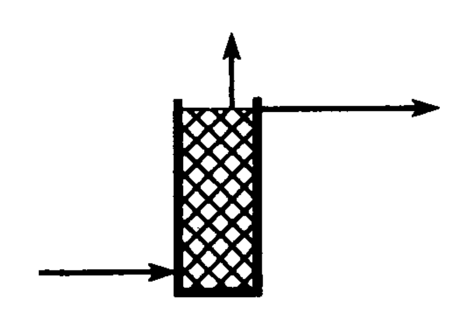


图 9.10 固定床厌氧生物滤池

适宜于食品工业高温废水的预处理，气体由滤池的顶部排出

图 9.11 所示为其他 3 种滤池的布局，这 3 种滤池的应用还不太广泛。流化床滤池采用砂子作为载体。在流化床和膨胀床滤池中，需要大的回流比以保证滤料层的浮动状态。流化床存在一些水力问题，这些问题由于厌氧产生的气泡而变得更为复杂，这些气泡能够在滤池的顶部阻止水与颗粒的分离，另外也由于它们产生于生物膜与载体之间，从而导致

生物膜的脱落。

在流化床滤池中，采用机械方法清洁滤池载体以去除粘附的生物膜，同时这也是膨胀床滤池的设计目的，通过滤料颗粒间相互摩擦来达到清洁的目的，使该处理在滤池内进行。生物转盘上生物膜脱落则通过转盘的旋转速度来控制。

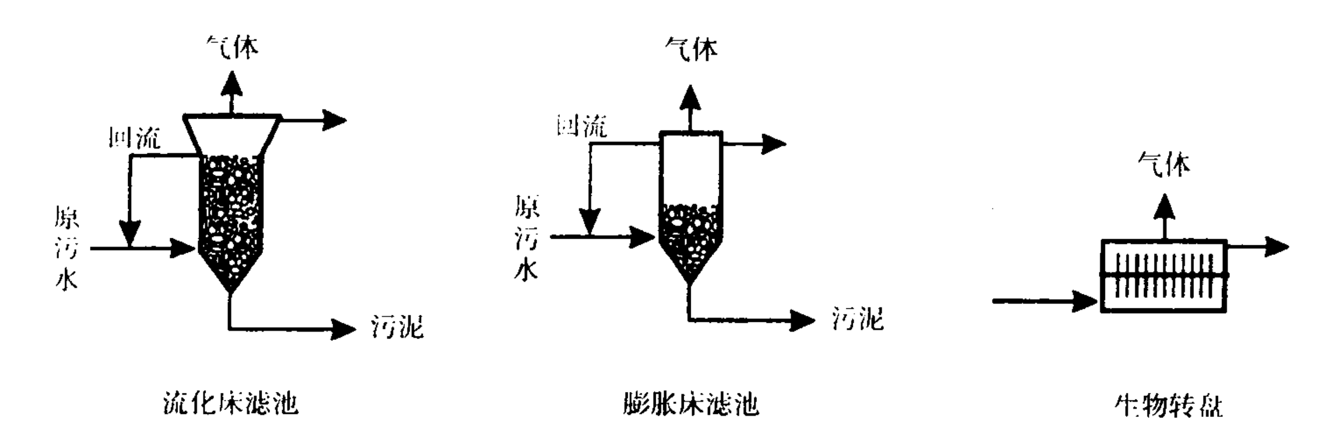


图 9.11 厌氧滤池工艺（一般不带终沉池，排出的污泥可单独处理或与处理后的水混合）

流化床滤池的滤料层高度通过排出滤料颗粒来控制（图中未给出），这些滤料经处理之后可回用于滤池

9.2.4 厌氧处理系统的布局

污水厌氧处理系统的布局如图 9.12 所示，这类污水处理系统的特点为剩余污泥稳定，可以浓缩并直接脱水。也可将厌氧处理分为两个工艺过程（池）：一个水解池和一个产甲烷池，但使用并不广泛。在厌氧处理之前可能需要对污水进行预处理，参见 9.2.1 节。

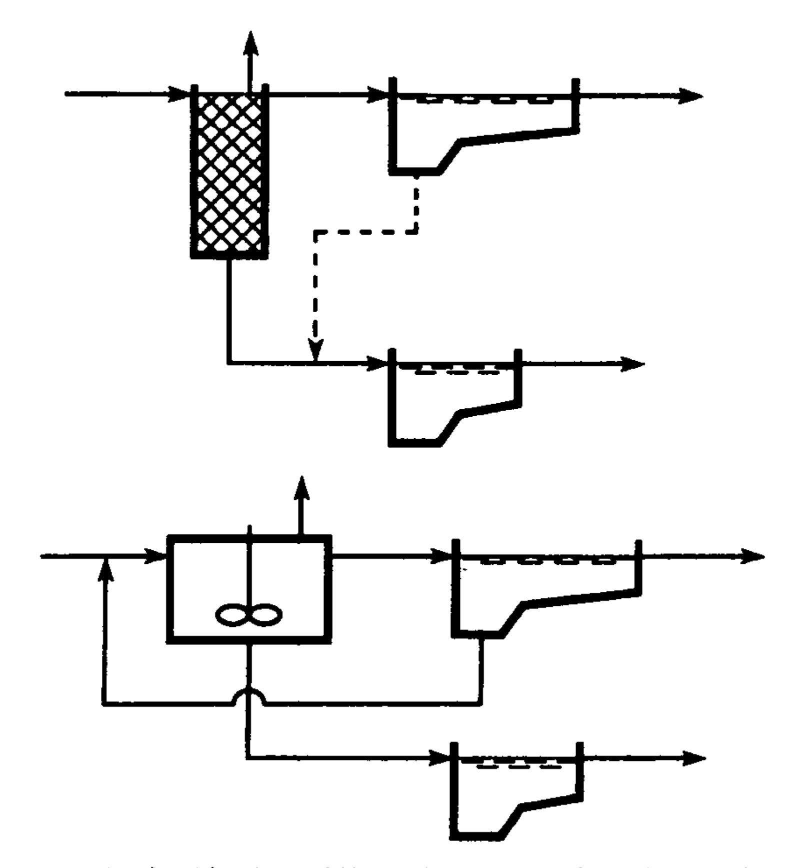


图 9.12 污水厌氧处理系统（适用于处理高浓度有机废水）

9.3 厌氧处理系统的设计

污水厌氧处理系统的设计尚处于极其不发达的阶段，尤其是厌氧滤池，到目前为止有关其控制机理的知识极其有限。一般的设计标准是，以可降解有机物的较大去除为基础的，不可能按例如 50%的去除率去设计，其原因是产甲烷菌生长缓慢，不得不使负荷降低以使大多数有机物水解并转化为短链的脂肪酸。为了避免对甲烷化的抑制作用，几乎所有的脂肪酸必须进一步转化，这就是为什么不可能达到部分处理的原因。因此，设计的目的也就是要保证产甲烷菌的存活率（见图 9.3 和例 9.1）。

反应温度非常重要，一般污水处理厂运行温度控制在 35℃左右（中温），高温工艺（50～60℃）应用较少，有时反而采用更低的温度（15～25℃）。

9.3.1 悬浮污泥法处理系统的设计

这种污水厂一般按 COD 容积负荷、COD 污泥负荷或泥龄设计。

1. 按容积负荷设计

容积负荷 $B_{V,COD}$ 定义如下（符号见图 9.1）：

$$B_{V,COD}=Q_1C_{COD,1}/V_2 \quad (9.7)$$

可得（所需）池容 V_2:

$$V_2=Q_1C_{COD,1}/B_{V,COD} \quad (9.8)$$

注意 $C_{COD,1}$ 是可降解 COD。

如表 9.3 所示，容积负荷因处理工艺类型不同而异，污水处理厂构筑物的尺寸数据和技术参数列于表 9.4 中。

不同温度下污水厌氧处理的可降解 COD 容积负荷（COD 去除率 80%～90%）　表 9.3

处理厂类型	容积负荷（kg COD/(m³·d)）		
	15～25℃	30～35℃	50～60℃
厌氧接触工艺	0.5～2	2～6	3～9
悬浮污泥工艺	1～3	3～10	5～15
固定床滤池	1～3	3～10	5～15
生物转盘	1～3	3～10	5～15
流化床滤池	1～4	4～12	6～18
膨胀床滤池	1～4	4～12	6～18

【例 9.2】 按容积负荷设计一座悬浮污泥污水厌氧处理厂，处理水量为 1 200 m³/d，污水中有机物的成分见式（2.4）：

S_I = 0.1 kg COD/m³　　　S_S = 2.5 kg COD/m³

X_I = 0.2 kg COD/m³　　　X_S = 0.2 kg COD/m³

C_{COD}=3.0 kg COD/m³

池内反应温度设定为 35℃，查表 9.3 得 $B_{V,COD}$ = 3～10 kg COD/(m³·d)，这里我们取 $B_{V,COD}$ = 6 kg COD/(m³·d)，由式（9.8）可得池容 V_2:

$$V_2 = Q_1 C_{COD,1} / B_{V,COD} \tag{9.8}$$

可生物降解 COD 浓度为 2.7 kg COD/m³，因为惰性溶解性 COD（S_I）和无活性的悬浮性 COD（X_I）必须扣除。计算可得：

$$V_2 = (1\,200\ m^3/d) \times (2.7\ kg\ COD/m^3) / (6\ kg\ COD/(m^3 \cdot d)) = 540\ m^3$$

厌氧处理工艺技术数据（部分依据参考文献[1][2][3][4][5][11][12]） 表 9.4

	单位	流化床滤池	膨胀床滤池	生物转盘	固定床滤池	厌氧接触	悬浮污泥
滤料类型	-	砂 活性炭	砂、砾石、 塑料	塑料	砾石、石、 塑料	-	-
滤料粒径	mm	0.2～1	0.3～2	1000～3000		-	-
转盘间距	cm	-	-	10～20	-	-	-
转盘转速	rpm	-	-	2～5	-	-	-
圆周速度	m/s	-	-	0.3	-	-	-
滤料淹没程度	%	100	100	75～100	100	-	-
孔隙度(无生物体)	%	-	-	-	50～98	-	-
孔隙度(有生物体)	%	-	-	-	20～90	-	-
比表面积	m^2/m^3	200～600	200～600	100～200	60～200	-	-
池高	m	4～8	2～3	-	3～6	5～10	2～4
池半径	m	3～4	2～3	-	(5～20)	(5～20)	(5～20)
水流上升流速	m/h	4～8	1～5	-	-	-	0.01～0.15
回流比		5～500	2～50	-	-	0.5～2	-
池中污泥浓度	kg SS/m³	10～30	10～40	5～15	5～15	3～10	5～20
池中污泥浓度	kg VSS/m³	8～25	8～30	4～12	4～12	2～8	3～16
池中污泥浓度	kg COD/m³	10～30	10～40	5～15	5～15	3～10	5～20
载体上附着的污泥	占总量%	95～100	70～90	50～80	20～80① 80～90②	0	0
悬浮污泥	占总量%	0～5	10～30	20～50	20～80① 10～20②	100	100
出水污泥浓度	g SS/m³	20～100	20～100	20～300	20～300	20～100	20～100
气体通量	Nm³/(m²·d)	5～40	5～40	-	5～20	-	5～20
最大气体通量	Nm³/(m²·d)	30～40	30～40	-	10～20	-	10～20
水泵能耗	Wh/m³	15～30	10～20	-	-	-	-
污水水泵能耗	Wh/m³	75～3000	20～1000	5～10	20～40	10～30	15～30
旋转能耗	Wh/(m³池)	-	-	20～80	-	-	-
搅拌能耗	Wh/(m³池)	-	-	-	-	5～15	-

① 上向流；② 下向流。

2. 按污泥负荷设计

污泥负荷 $B_{X,COD}$ 定义为：$B_{X,COD} = Q_1C_{COD,1}/M_X$

污泥量 M_X 是指污泥中的活性部分，由图 9.2，有：$M_X = V_2X_2$

代入上式中得：

$$V_2 = Q_1C_{COD,1}/(X_2B_{X,COD}) \tag{9.9}$$

不同类型污水处理系统的污泥负荷是一样的（见表 9.5），但厌氧反应池中污泥浓度 X_2 因污水处理工艺类型和实际运行方式的不同而异。

污泥负荷与污水厌氧处理工艺类型无关(COD 去除率 80%～90%)　　　表 9.5

污水中主要有机物质	污泥负荷 （kg COD/(kg VSS·d)）		
	15～25℃	30～35℃	50～60℃
醋酸	5～3	5～10	7～15
溶解的	易降解有机物质	7～1.5	3～5
悬浮的	慢速可降解有机物质	0.1～0.3	0.5～1

3. 按泥龄设计

设计的目的是确保甲烷菌在生物池内的存活，泥龄 $\theta_{X,M}$ 由下式给出：

$\theta_{X,M} = M_X/F_{SP}$

式中污泥量 M_X 是指污水处理系统中直接承担厌氧去除的那部分污泥，在大多数污水厌氧处理系统中指的是厌氧反应池的污泥。

由式（9.4）可得 V_2：

$$V_2 = \theta_{X,M}F_{SP}/X_{B,M,2} \tag{9.4}$$

泥龄 $\theta_{X,M}$ 可从图 9.3 中查得，$X_{B,M,2}$ 为污水厂设计参数，可从表 9.4 中 5～15 kg VSS/m^3（7～20 kg COD/m^3）的范围进行选择或估值，而污泥产量 F_{SP} 需进行计算或估计，如下所示。

污泥产量可按下式计算：

F_{SP}= 原污水中悬浮性惰性有机物质 + 生物处理中产生的污泥量

采用图 9.2 的符号，可得：

$$F_{SP} = Q_1X_{I,1} + Q_1(C_1 - S_{S,3})Y_{obs} \tag{9.10}$$

式中　$S_{S,3}$——出水中溶解性可生物降解有机物；

　　C_1——进水中可生物降解有机物。

总产率系数 Y_{obs} 在 0.05～0.10 kg COD/kg COD 的范围内变化，见第 3 章 3.7.2 节。

4. 污泥分离的设计

污泥分离设计以水力表面负荷和污泥表面负荷为基础，表 9.6 中列出了污水厌氧处理厂中采用的一些分离技术的负荷值。

【例 9.3】 按泥龄设计厌氧接触污水处理厂。

例 9.2 中处理后的污水继续采用厌氧接触工艺进行处理，假定出水溶解性 COD 浓度为 0.3 kg/m^3，池容 V_2 可由式（9.4）计算：

$$V_2 = \theta_{X,M}F_{SP}/X_{B,M,2} \tag{9.4}$$

由图9.3查得泥龄 $\theta_{X,M}$ 约为20 d，由表9.4可估计污泥浓度为8 kg COD/m³。由式(9.10)可得污泥产量：

$$F_{SP} = Q_1X_{I,1}+Q_1(C_1-S_{S,3})Y_{obs} \tag{9.10}$$

式中 Q_1 = 1 200 m³/d；$X_{I,1}$ = 0.2 kg COD/m³；C_1 = 2.7 kg COD/m³。

污泥分离池的典型数据（以平均小时流量 $Q_{h,av}$ 计，见参考文献[5][6]） **表9.6**

污泥分离技术	水力表面负荷（m³/(m²·h)）	污泥表面负荷（kg SS/(m²·h)）
传统沉淀	0.5～1.0	2～4
成层沉淀	1.0～2.0	3～6
气/泥分离器（悬浮污泥污水厂）	0.5～1.0	-
流化床滤池顶部分离	0.5～1.0	2～4
超滤	0.005～0.040 ①	-

① 单位为 m³/(m²膜·h)。

出水中可生物降解有机物质浓度 $S_{S,3}$ 可由下式求得：

$$S_{TOT,3} = S_{S,3} + S_{I,3}$$

即有 $S_{S,3} = S_{TOT,3} - S_{I,3}$= 0.3 - 0.1= 0.2 kg COD/m³，在此假定 $S_{I,3}$ 约等于 $S_{I,1}$。

产率系数 Y_{obs} 的变化范围为0.05～0.10 kg COD/kg COD，这里取值为0.08 kg COD/kg COD。

代入已知和估算值后，由式（9.10）可得污泥产量：

$$F_{SP} = 1\,200\ \text{m}^3/\text{d}\times 0.2\ \text{kg COD/m}^3 + 1\,200\ \text{m}^3/\text{d}\times(2.7\ \text{kg COD/m}^3\times 0.2\ \text{kg COD/m}^3)$$
$$\times 0.08\ \text{kg COD/kg COD} = 480\ \text{kg COD/d}$$

将 $\theta_{X,M}$, F_{SP} 和 $X_{B,M2}$ 代入式（9.4），可得池容：

V_2 = (20 d×480 kg COD/d)/(8 kg COD/m³) = 1 200 m³（即水力停留时间 θ 为 1 d）。

如果产生的污泥全部随处理水一起排出，则悬浮COD浓度 $X_{COD,3}$ 为：

$$X_{COD,3} = F_{SP}/Q_1 = (480\ \text{kg COD/d})/(1\,200\ \text{m}^3/\text{d}) = 0.4\ \text{kg COD/m}^3$$

总出水COD浓度 $C_{COD,3}$ 为：

$$C_{COD,3} = S_{COD,3}+X_{COD,3} = 0.3+0.4 = 0.7\ \text{kg COD/m}^3$$

9.3.2 厌氧滤池法处理系统的设计

与悬浮污泥工艺相比，厌氧滤池的设计基础更不确定。厌氧滤池可按容积负荷（式（9.8））、污泥负荷（式（9.9））、污泥比去除速率 $r_{V,X}$ 等方式设计。

1. 厌氧滤池滤料面积法设计

根据式（9.6）的物料平衡，可计算出厌氧滤池的尺寸。

所需载体面积 A_{2*} 为：

$$A_{2*} = (Q_1C_1 - Q_3C_3)/(r_{X,M}X_{2*}L_2) \tag{9.11}$$

已知去除速率 $r_{X,M}$，生物膜内污泥浓度 X_{2*}，以及生物膜厚度 L_2，所需滤池滤料面积 A_{2*}即易算出。问题是我们通常并不知道 X_{2*}和 L_2。利用载体的比表面积 $=A_{2*}/V_2$，式（9.11）

可转化为：

$$X_{2*}L_2\omega = X_2$$

$$A_{2*} = \omega(Q_1C_1 - Q_3C_3)/(r_{X,M}X_2) \quad (9.12)$$

厌氧滤池容积 V_2 为：

$$V_2 = A_{2*}/\omega$$

或

$$V_2 = (Q_1C_1 - Q_3C_3)/(r_{X,M}X_2) \quad (9.13)$$

载体的比表面积 ω 和污泥浓度 X_2 从表 9.4 中查得，去除速率 $r_{X,M}$ 可从表 9.7 中查得。滤池的面积和体积便能计算出。

厌氧污水处理系统污泥比去除速率 $r_{X,M}$ 表 9.7

污水中主要有机物	去除速率 $r_{X,M}$ (kg COD(S)/(kg COD(B)·d))		
	15～25℃	30～35℃	50～60℃
醋酸	7～1.5	5～5	5～7.5
溶解性易降解有机物质	0.3～0.7	1.2～2.5	1.5～3
悬浮性慢速可降解有机物质	0.05～0.15	0.25～0.5	0.5～1.0

滤池中有机物的去除量 $Q_1C_1 - Q_3C_3$ 可近似表示为 $Q_1(C_1 - S_{S,3})$，式中 C_1 代表进水可生物降解物质，$S_{S,3}$ 代表出水溶解性可生物降解物质。

因此，出水悬浮性有机物 X_3 可理解为剩余污泥产率，这种近似与实际相差不太多，对那些不单独排放剩余污泥的污水厂尤其如此。

因此，式（9.13）可写为：

$$V_2 = Q_1(C_1 - S_{S,3})/(r_{X,M}X_2) \quad (9.14)$$

上述过程清楚地表明，厌氧滤池的面积并不很重要，滤料的作用是作为污泥（生物体）的载体，膜内的扩散限制几乎不存在。这说明厌氧滤池中起决定作用的是滤池内的总污泥浓度，而滤料面积并不特别重要。

【例 9.4】 设计一固定床厌氧滤池，处理例 9.2 和例 9.3 的污水，假定出水水质要求与例 9.3 一样，滤池容积可由式（9.14）求得：

$$V_2 = Q_1(C_1 - S_{S,3})/(r_{X,M}X_2) \quad (9.14)$$

由例 9.3 可知：$Q_1 = 1\,200\ m^3/d$，$C_1 = 2.7\ kg\ COD/m^3$，$S_{S,3} = 0.2\ kg\ COD/m^3$。

由表 9.7 可估计污泥比去除速率为 0.5 kg COD/(kg COD·d)，由表 9.4 可知污泥浓度 X_2 取值 10 kg COD/m^3，代入式（9.14）得：

$$V_2 = (1\,200\ m^3/d) \times (2.7 - 0.2)\ kg\ COD/m^3/(0.5\ kg\ COD/(kg\ COD \cdot d) \times 10\ kg\ COD/m^3)$$

$$V_2 = 600\ m^3$$

由表 9.4 可知，滤料比表面积取值为 100 m^2/m^3，因此总面积为：

$$A_{2*} = V_2\,\omega = 600\ m^3 \times 100\ m^2/m^3 = 60\,000\ m^2$$

（如前面所提到的那样，目前这部分内容仅具有学术价值，但因本书也是写给做学术研究的读者的，所以对这些人来说是有意义的）。

9.3.3 厌氧工艺产气量计算

厌氧工艺中产生的气体包含以下成分：甲烷，二氧化碳，氢气，硫化氢，游离氮。与其他气体相比，甲烷与二氧化碳的含量占绝对优势。

因甲烷可表示成一定量的 COD，其产生量可由 COD 平衡算出：

$CH_4+2O_2 \rightarrow CO_2+2H_2O$

即 1 mol CH_4 ～ 2 mol O_2 或 16 g CH_4 ～ 64 g O_2 = 64 g COD

因此 COD 与甲烷之间的转换系数为：

$v_{COD,CH4} = 0.25$ kg CH_4/kg COD

25℃时甲烷体积产率相当于 0.38 m^3 CH_4/kg COD，由式（9.1）中 COD 平衡可得甲烷产生量 $r_{V,CH4}V_2$：

$$Q_1C_1r_{V,X}V_2 = Q_3C_3 \tag{9.1}$$

假定 Q_1～Q_3，则结果为：

$$r_{V,CH4}V_2 = Q_1(C_1 - C_3)v_{COD,CH4} \tag{9.15}$$

对大多数厌氧处理过程，去除的 COD 有 90%～95%能以甲烷形式回收，其余则转化到污泥中去。产生的沼气可用于供热或发电，表 9.8 中列出了沼气的一些转化系数。

污水厌氧处理厂产生的气体中，CO_2 的含量取决于有机物（化合价）的成分与污水的缓冲性能，一般约为 20%～30%，表 9.9 列出了一些经验数据。

厌氧污水厂产气转换系数/化学计算系数　　表 9.8

$v_{VSS,COD}$ = 1.3～1.7 kg COD/kg VSS	$v_{CH4,油}$ =0.84 kg 油/m^3 CH_4
$v_{CH4,油}$ = 1.0 L 油/m^3 CH_4	$v_{脂肪,CH4}$ =0.75 m^3 CH_4/kg 脂肪
$v_{碳水化合物,CH4}$ = 0.42 m^3 CH_4/kg 碳水化合物	$v_{蛋白质,CH4}$ =0.47 m^3 CH_4/kg 蛋白质
$v_{COD,CH4}$ = 0.25 kg CH_4/kgCOD	$v_{COD,CH4}$ =0.38 m^3 CH_4/kg COD
1 m^3 CH_4（标准条件，25℃，1 atm）重 0.667 kg	1 m^3 油（标准条件，25℃，1 atm）重 850 kg
1 m^3 CH_4 =35 000 kJ	1 m^3 CH_4 =9.7 kWh
1 m^3 CH_4 转化为电能 30%电= 2.9 kWh　50%热 = 4.9 kWh　20%损耗= 1.9 kWh	

甲烷含量		%	50	60	70	80	100
热值		kJ/m^3 气	17 500	21 000	24 500	28 000	35 000
发电	电	kWh/m^3	1.5	7	0	3	9
	热	-	5	9	4	9	4.9
	损耗	-	1.0	1.1	1.3	1.5	1.9

污水厌氧处理厂产气经验数据　　表 9.9

0.38	m^3 CH_4/kg COD（去除）
30～0.38	m^3 CH_4/kg COD（输入）
0.46～0.62 ①	m^3 气/kg COD（输入）
0.45～0.60 ②	m^3 CH_4/kg VSS（输入）
0.69～0.92 ①②	m^3 气/kg VSS（输入）

① 气体中 65%为 CH_4；② 1 kg VSS = 1.5 kg COD。

【例 9.5】 求例 9.3 中污水厂的甲烷产生量。

进、出水中的有机物分别为：$C_1 = 3.0\ \text{kg COD/m}^3$，$C_3 = 0.7\ \text{kg COD/m}^3$。

污水量 Q 为 1 200 m³/d，由式（9.15）可得甲烷产量为：

$$r_{V,CH_4}V_2 = (1200\text{m}^3/\text{d}) \times (3.0 - 0.7)\ \text{kg COD/m}^3 \times 0.25\ \text{kg CH}_4/\text{kg COD} = 690\ \text{kg CH}_4/\text{d}$$

等于 1 030 $m^3 CH_4/d$（1 atm，25℃）。

9.3.4 厌氧处理系统的优化

与其他污水生物处理系统一样，污水厌氧处理系统必须解决与启动、故障、有毒物质相关的几个运行问题，下面就这些问题进行讨论。

9.3.5 厌氧处理系统的启动

由于甲烷细菌生长缓慢，所以新建污水处理厂的启动需要很长时间。通过接种厌氧细菌，例如从其他污水厂接种，可以缩短启动期。启动期一般为泥龄的 2～4 倍，对 35℃的污水处理厂而言，需要 30～60 d。正常情况下启动分为两个阶段：

1. 接种，在不进污水的条件下进行大约 1 周的厂内循环；
2. 逐步增加负荷，通常从最大负荷的 10%左右开始，当出水中挥发性脂肪酸的含量足够低（200～400 g/m³，以 HAc 计）时，可按 50%～100%增加负荷。

图 9.13 给出了一个厌氧污水处理厂启动的例子

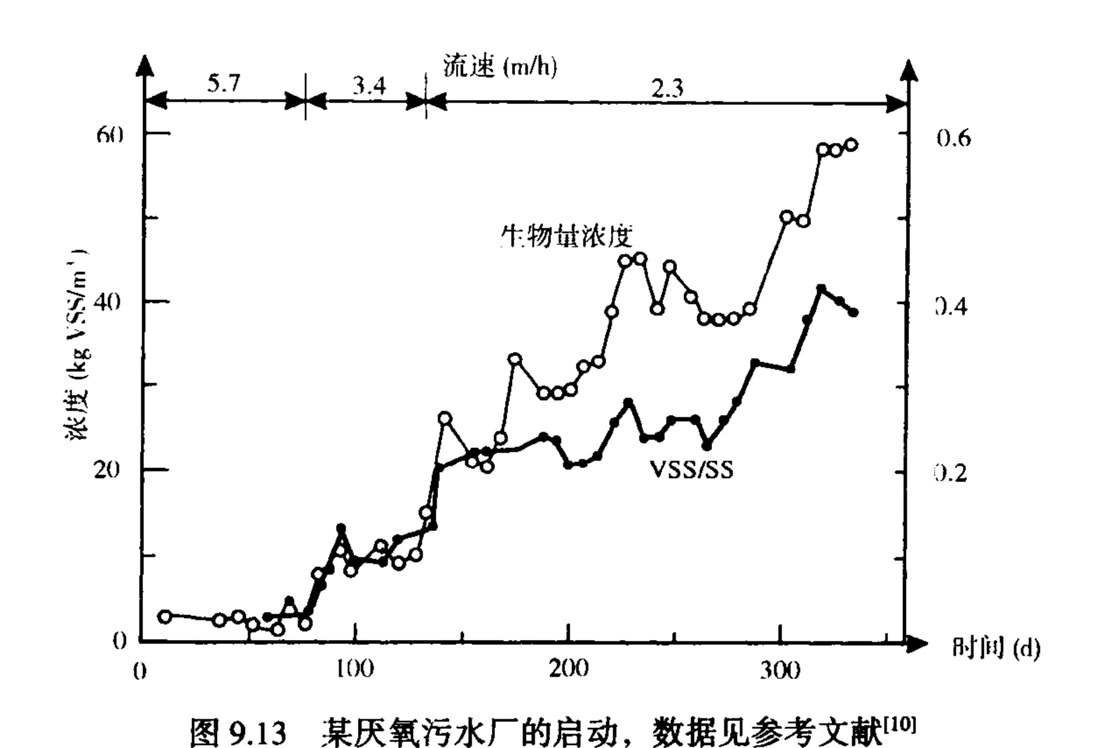


图 9.13 某厌氧污水厂的启动，数据见参考文献[10]

9.3.6 厌氧处理的影响因素

1. 运行参数

污水厌氧处理系统的运行应通过大量的数据测定来监控。对某一污水处理厂，究竟测定哪个数据以及需要多少数据则取决于对污水处理厂的评估及其所限制的环境条件。如表 9.10 所示，检测可分为工艺过程监控和运行性能控制。

工艺过程控制参数可对问题提前发出警告，因而可以采取措施以防止运行问题的发生。例如挥发酸浓度增加后，也许要降低有机负荷，或者在更严重的情况下，池中需加碱以使 pH 值保持较高水平。

厌氧工艺过程的运行参数 表9.10

监测	目的	正常允许间隔/变化范围
工艺过程监测		
温度	保持恒温	±1 ℃/d
有机负荷（kg COD/d）	防止超负荷	+50%溶解性 COD/d +100%悬浮性 COD/d
工艺过程控制		
挥发酸浓度	检查工艺过程的不稳定性	总计：200～500 g HAc/m³ HAc：200～500 g HAc/m³ HPr：50～100 g HAc/m³
产气量	控制甲烷菌	±20%/d（随进水有机负荷而变）
pH 值	控制不稳定性	6～7 变化±0.5/d
运行性能控制		
出水有机物浓度	控制处理效率	变化±10%/d
产气量/质量	控制甲烷的产量	变化±20%/d 甲烷菌含量 60%～75%
污泥质量（%挥发性）	控制污泥稳定性	通常 60%～70%，变化±5%

2. 运行问题

污水厌氧处理系统的大多数运行问题是由甲烷菌引起的，要么是甲烷菌不起作用，要么是由于其他问题使得甲烷菌不起作用。本节所讨论的问题根据其对厌氧反应池生态系统的影响方式分为以下 3 种类型：

- 对三步反应平衡的破坏（见图 3.17）；
- 甲烷菌的流失；
- 对微生物的抑制（包括甲烷菌）。

三步反应，包括水解、产酸和产甲烷过程，其平衡破坏是产生问题的常见原因。三步反应的第一步和最后一步反应较慢，而中间反应较快，正常情况下，只要基质能通过所有 3 个阶段，一般是不会发生运行问题的，这意味着悬浮性有机物可适应变化较大的负荷（这也是传统的厌氧污泥稳定化所得出的经验）。然而，如果突然加入溶解性有机物，由于其快速水解为脂肪酸而极易对甲烷菌产生抑制作用，这种平衡破坏发生相当快（在一个水力停留时间内，即 1～24 h）。

泥龄过短时易发生甲烷菌流失，发生这种现象的部分原因是进水中悬浮物浓度过高以及池子中污泥量下降，例如由于污泥的附着不好或脱落量增加而使得污泥量减少。甚至当生物处理的有机负荷并不改变的情况下也可能发生污泥流失。由污泥流失导致的运行故障发生相对较为缓慢（在一个泥龄之内，可能为 1～2 周）。

对微生物的抑制可分为内部生成物抑制（脂肪酸、氨、pH）和外部环境物质抑制（硫酸盐、氨、金属、特殊有机物）。对于外部抑制，其典型特征是所有的生物都被抑制，但在这种条件下仍可观察到对甲烷菌的最大影响，外部抑制一般发生较快（在几 h 之内），而一般内部生成物抑制的发生多少要慢一些，表 9.11 中列出了几种典型故障及其对厌氧

工艺的影响。注意：观测到某控制参数不正常通常可能是由于几种不同的影响因素（同时或单独作用）引起的，例如挥发酸的浓度快速升高可能有以下原因：

- 溶解性有机负荷的增加；
- 温度的改变；
- pH 值的大幅度升高；
- pH 值的降低；
- H_2S（进水中的硫酸盐）、氨或其他有毒物质产生的抑制作用。

从表中可进一步看出，除了易于测量这一点之外，pH 值是极差的控制参数。

污水厌氧处理的外部抑制形式与我们所知的厌氧污泥处理多少有些不同，抑制物的类型、作用时间及污水处理厂的布局对污水厌氧处理的抑制现象起着重要作用。表 9.12 给出了一些有毒物质抑制作用限值的调查结果。

厌氧过程中的影响（干扰）因素 **表 9.11**

影响 （干扰程度大到影响工艺过程）	生物效应	对控制参数的主要影响，变化/速度		
		挥发性脂肪酸	产气量	pH
增加溶解性有机负荷	三步反应受到干扰	增加/快速	增加/快速	降低/中速
增加悬浮性有机负荷	三步反应受到干扰/流失	增加/中速	增加/中速	
增加进水无机悬浮物	流失	增加/缓慢	降低/缓慢	
增加出水悬浮物	流失	增加/缓慢	降低/缓慢	
温度改变	三步反应受到干扰	增加/快速	降低/快速	降低/中速
进水（与反应器）pH 值的升高	（抑制）	（增加/快速）	（降低/快速）	增加/快速
进水（反应器）pH 值的降低	抑制	增加/快速	降低/快速	降低/快速
进水硫酸盐	抑制	增加/快速	降低/快速	降低/中速
进水铵盐	抑制	增加/快速	降低/快速	降低/中速
进水有机氮	抑制	增加/中速	降低/中速	降低/缓慢
进水有毒物质	抑制	增加/快速	降低/快速	降低中速

污水厌氧处理的抑制 [7][8][9] **表 9.12**

参数	单次投配抑制限值	连续投配抑制限值
pH 值	<6	<5
	>8	>8.5
游离氨，NH_3	>100 g N/m^3	>200 g N/m^3
硫化氢，H_2S	>250 g/m^3	$>1\,000$ g/m^3
氰化物，CN^-	>5 g/m^3	>100 g/m^3
三氯甲烷	>1 g/m^3	>50 g/m^3
甲醛	>100 g/m^3	>400 g/m^3
镍，Ni	>200 g/m^3	>50 g/m^3

对某些抑制性物质，污水厌氧处理所能承受的浓度要比厌氧污泥处理高得多，其原

因是采用污水厌氧处理时，污水的停留时间要比泥龄短得多，因此微生物接触有毒物质的时间就短得多，就此而论，推流式反应器如厌氧滤池有着特殊的优点。

从表 9.12 中，我们还可发现抑制物质单次投配和连续投配之间的不同，对某些微生物能适应的抑制物（如氰化物）而言，连续投配时所能承受的浓度要比单次性投配高得多。那些对微生物产生直接毒害作用并且很难适应的抑制物质（如镍）则正好相反，单次投配（接触时间短）时在较高浓度下不产生抑制作用，但连续投配时（接触时间长）在较低浓度下即产生抑制作用。对几乎所有的有毒物质，若以中等浓度长期投配，则污泥将增强（经选择获得）抵抗有毒物质的能力。

参考文献

[1] Berg, L. van den and C.P. Lentz (1980): Effects of Film Area-to-Volume Ratio, Film Support, Height and Direction of Flow on Performance of Methanogenic Fixed Film Reactors. I: Anaerobic Filters: An Energy Plus for Wastewater Treatment, Proceedings of the Seminar / Workshop January 9-10 Florida, pp. 1-10. Argonne National Laboratory, Argonne, Illinois. (ANL / CNSV-TM-50).

[2] Mosey, F.E. (1981): Anaerobic Biological Treatment of Food Industry Wastewaters. Wat. Pollut. Control, 80, 273-291.

[3] Jewell, W.J., Switzenbaum, M.S. and J.W. Morris (1981): Municipal Wastewater Treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film expanded Bed Process. J.WPCF, 53, 482-490.

[4] Friedman, A.A. and S.J. Tait (1980): Energy Recovery from Anaerobic Rotating Biological Contractor (AnRBC) treating High Strength Carbonaceous Wastewaters. In: Proceedings: First national Symposium/Workshop on Rotating Biological Contractor Technology, Pensylvania, Febr. 4-6, pp. 759-789. University of Pittsburgh, Penn.

[5] Winther, L. et al. (1978): Spildevandsteknik. (Wastewater Engineering), Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[6] Lettinga, G. et al. (1981): Anaerobic Treatment of Wastes containing Methanol and Higher Alcohols. Water Research, 15, 171-182.

[7] Clark, R.H. and R.E. Speece (1971): The pH Tolerance of Anaerobic Digestion. I: Advances in Water Pollution Research. Proceedings of the 5th International Conference, San Francisco and Hawaii 1970, volume 1 , pp. II-27/I-14. Pergamon Press, London.

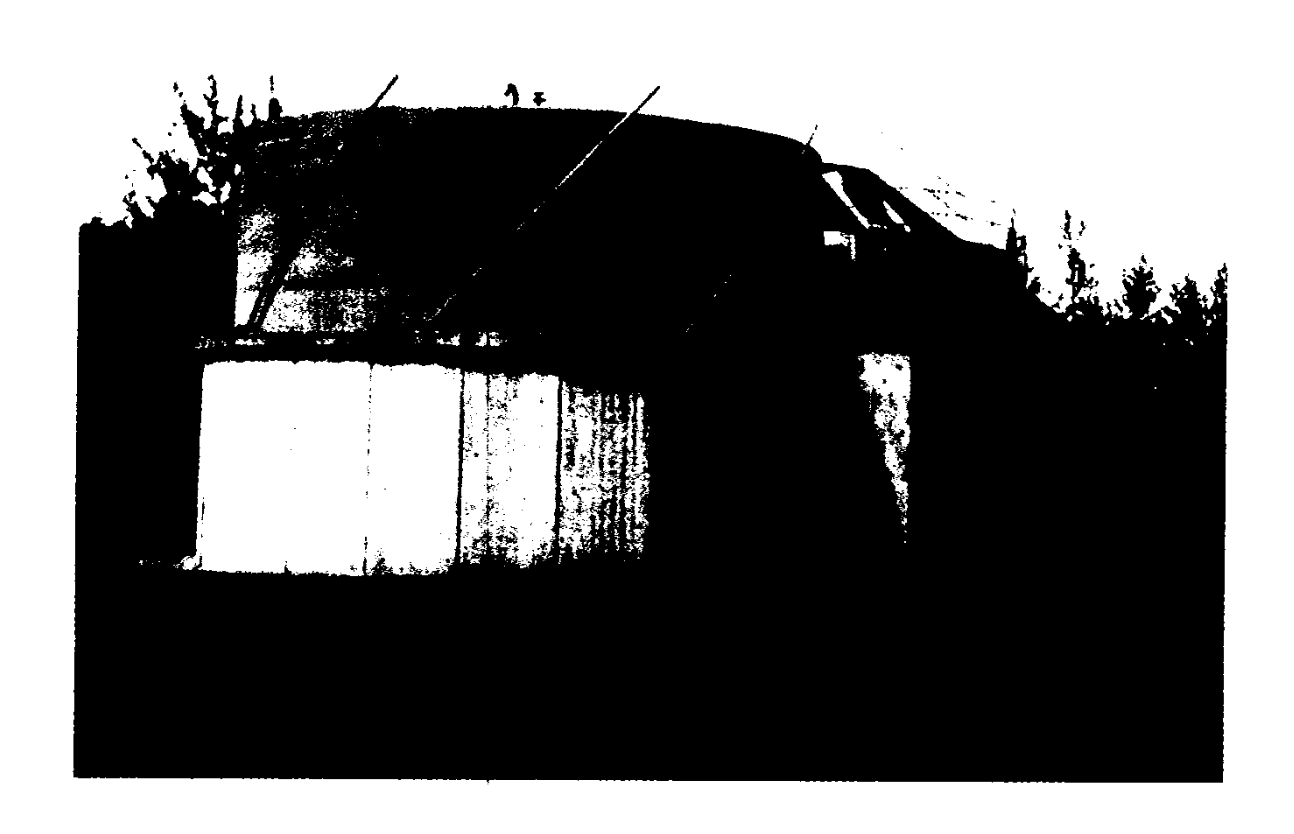
[8] Yang, I. et al. (1981): The Response of Methane Fermentation to Cyanide and Chloroform. Wat. Sci. Techn., 13, (2), 977-989.

[9] Parkin, G.F. et al. (1980): A Comparison of the Response of Methanogens to Toxicants: Anaerobic Filter vs. Suspended Growth Systems. I: Anaerobic Filters: An Energy Plus for Wastewater Treatment. Proceedings of the Seminar/Workshop, January 9-10, 1980 Florida, s 37-57. Argonne National Laboratory, Argonne, Illinois. (ANL / CNSV-TM-50).

[10] Yoda, M., Kitagawa, M. and Y. Miyaji (1989): Granular Sludge Formation in the Anaerobic Expanded Micro-carrier Bed Process. Wat. Sci. Techn., 21, (4/5), 109-120.

[11] Switzenbaum, M.S. (Ed.)(1991): Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters. Wat. Sci. Techn., 24, No. 8.

[12] Henze, M. and P. Harremoës (1983): Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - A Literature Review. Wat.Sci.Tech, 15, (8/9), 1-101.



丹麦 Sorø 的 Tuelsø 处理厂内消化池及沼气池

厌氧污泥处理与厌氧污水处理的生物过程相同

第 10 章 污水除磷处理系统

Erik Arvin , Mogens Henze

磷是生物体的主要必需营养物之一。磷本身无毒，当过量的磷与含有其他营养物（例如氮）的污水排入受纳水体时才产生磷的问题，其后果是由于藻类的过度繁殖所导致的富营养化和接踵而来的对受纳水体生态平衡的有害影响。例如，由于氧的消耗使鱼类生存环境遭到破坏等。此外，由于混浊的外观和嗅味降低了水体的美学价值，如若该水体也作为供水水源，由于藻类及有机物产生的嗅、味，在饮用水处理过程中，通常会带来严重的技术和经济问题。

为了限制或防止营养化，必须减少污水中磷的排放。通过减少或消除洗涤剂的含磷量可限制磷的排放浓度，但最普遍的做法是引入某些处理工艺。

10.1 除磷工艺的物料平衡

没有一种水处理工艺可使磷消失到稀薄空气中，所有工艺的目的都是将可溶性磷转化为悬浮性磷，以便将其滞留，例如滞留在沉淀池或土壤中。

污水处理厂中的磷总是以一种或另一种磷酸盐的形式存在，在图 10.1 中我们看到城市污水在生物处理前后磷组成的一种典型分布。聚磷酸盐水解为正磷酸盐，通过有机物的生物降解，大部分溶解性有机磷也降解为正磷酸盐。

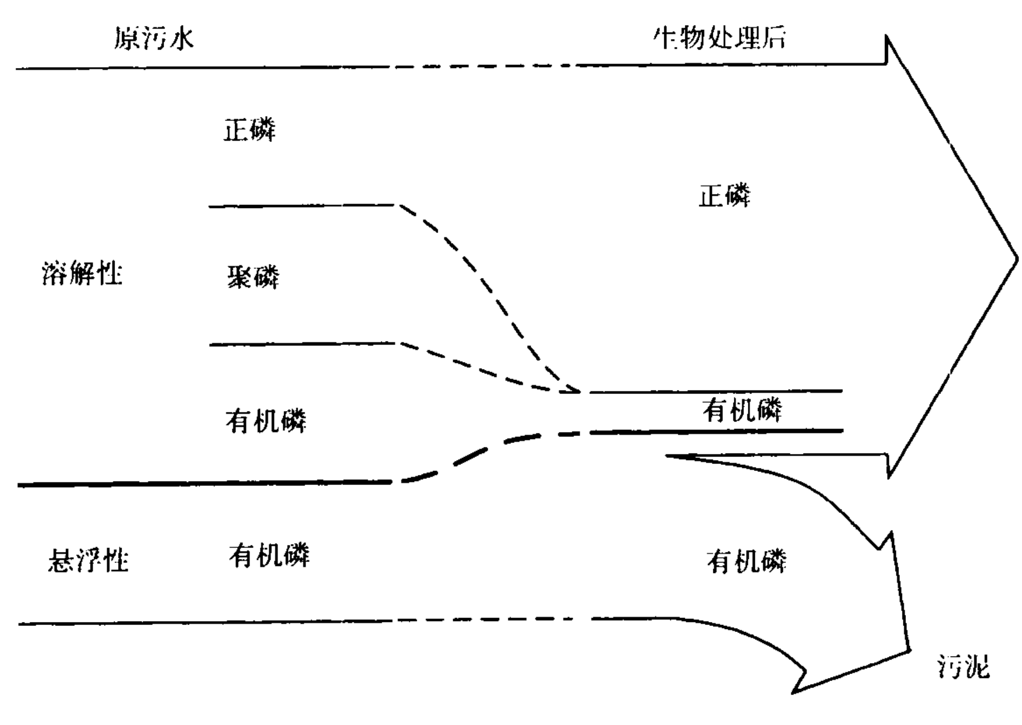


图 10.1 污水中的磷组分

悬浮性磷通常被认为是有机磷，但它们还可能包括已经形成化学沉淀物的正磷酸盐和生物学上的聚磷酸盐，正常情况下我们对悬浮性磷中不同磷组分的分布没有兴趣，而对采用各种分离方法从水中分离悬浮性磷更有兴趣，这些分离方法对颗粒的大小、电荷及密度等更敏感而对颗粒的详细组成并不敏感。

采用图 10.2 中的符号，污水除磷处理系统的物料平衡表示如下：

$$Q_1C_{TP,1}+Q_4C_{TP,4}=Q_2C_{TP,2}+Q_3C_{TP,3} \quad (10.1)$$

式中 C_{TP}——总磷浓度浓度（如 g P/m³）。

沉淀剂通常不含磷酸盐，即 $C_{TP,4}$=0。出水中的磷 $Q_2C_{TP,2}$ 通常包括溶解部分 $Q_2S_{TP,2}$ 和悬浮部分 $Q_2X_{TP,2}$：

$$Q_2C_{TP,2}=Q_2S_{TP,2}+Q_2X_{TP,2} \quad (10.2)$$

正常情况下，含磷污泥中悬浮磷的含量要比溶解磷大得多，即：

$$Q_3X_{TP,3}>Q_3S_{TP,3}$$

因此

$$Q_3C_{TP,3}\approx Q_3X_{TP,3}$$

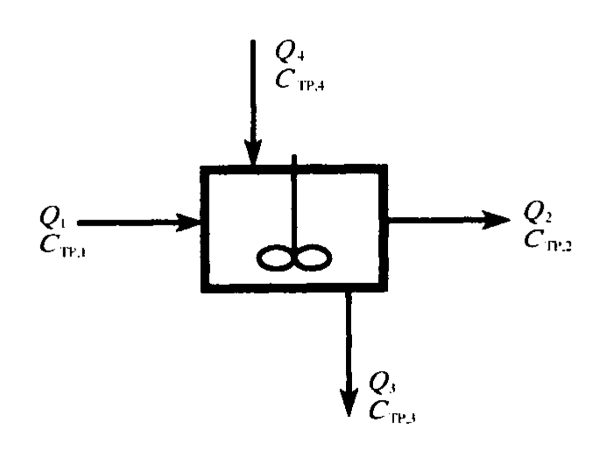


图 10.2 污水化学除磷处理系统的基本构造图

【例 10.1】 一个日处理水量为 11 000 m³ 的城市污水处理厂，磷浓度为 12 g P/m³。该厂采用活性污泥法，剩余污泥产量为 4 000 kg SS/d，剩余污泥中干固体含量为 20%。采用生物、化学同时沉淀除磷时，出水磷浓度为 1 g P/m³。问剩余污泥中磷含量为多少？

按物料平衡，剩余污泥中的磷 $Q_3C_{TP,3}$ 可由式（10.1）表示：

$$Q_1C_{TP,1}+Q_4C_{TP,4}=Q_2C_{TP,2}+Q_3C_{TP,3} \quad (10.1)$$

假定沉淀剂不含磷，即 $C_{TP,4}=0$，且 $Q_4=0\ (<<Q_1)$，由下式可得剩余污泥中的磷 $C_{TP,3}$：

$$Q_3C_{TP,3}=Q_1C_{TP,1}-Q_2C_{TP,2}$$

$$C_{TP,3}=(Q_1C_{TP,1}-Q_2C_{TP,2})/Q_3$$

已知：Q_1= 11 000 m³/d，$C_{TP,1}$= 12 g P/m³，$C_{TP,2}$= 1 g P/m³，

Q_3 和 Q_2 须通过计算求出。剩余污泥 Q_3 可由：$Q_3X_{SS,3}$= 4 000 kg SS/d 求出

$X_{SS,3}$= 20% SS，即 200 kg SS/m³

Q_3= (4 000 kg SS/d)/(200 kg SS/m³) = 20 m³/d。

由水量平衡，可得 Q_2：

$Q_1 = Q_2 + Q_3$

$Q_2 = Q_1 - Q_3 = 11\,000\ m^3/d - 20\ m^3/d = 10\,980\ m^3/d$。

但实际上，在水量平衡中我们几乎总是不考虑污泥产量 Q_3，而是从污泥的物料平衡中考虑它。

代入已知数值，得 $C_{TP,3}$：

$C_{TP,3} = (11\,000\ m^3/d \times 12\ g\ P/m^3 - 10\,980\ m^3/d \times 1\ g\ P/m^3)/20\ m^3/d$

$C_{TP,3} = 6\,051\ g\ P/m^3$。

若假定剩余污泥中溶解磷含量等于出水中的总磷含量（这肯定是错误的），则可计算剩余污泥悬浮固体中的磷含量：

$X_{TP,3}/X_{SS,3} = (C_{TP,3} - S_{TP,3})/X_{SS,3} = (6\,051 g\ P/m^3 - 1\ g\ P/m^3)/200\ kg\ SS/m^3$

$= 30\ g\ P/kg\ SS$ 或 3%。

我们看到剩余污泥中溶解磷含量（1 g/m³）与总磷含量（6 051g/m³）相比很低，因此上述可溶性磷含量为 1 g/m³ 的假定对最终结果无实质性影响。

10.2 化学/物理除磷机理

采用化学和物理方法除磷，由于沉淀/吸附和离子交换速率都很高，因此对于处理效率并不重要，这样的反应在几秒钟或几分钟内就能达到平衡，而水力停留时间往往远远高于此值。唯一的例外是磷酸盐的结晶，磷灰石晶体的形成是一个相对缓慢的过程，因而在这种情况下要依据实际沉淀速率设计。

如图 10.3 所示，磷的化学沉淀分为 4 个步骤：沉淀反应，凝聚作用，絮凝作用，固液分离。由于沉淀反应和凝聚作用都很迅速，这两个过程是同时发生的。

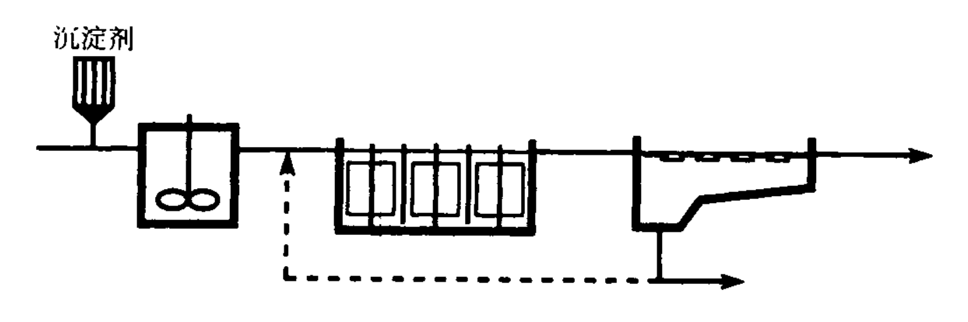


图 10.3 化学沉淀工艺示意图

与沉淀有关的溶解磷主要是正磷酸盐，通过投加金属盐（较典型的有铁、铝和钙等金属盐），可转化为低溶解度的固体。这些非常小的粒子（小于 1 μm的胶体）形成后，可迅速沉淀。在凝聚过程中，沉淀所形成的胶体和污水中原已存在的胶体凝聚为直径在 10～15 μm 范围内的主粒子。

沉淀反应和凝聚过程在一个混合单元内进行，目的是使沉淀剂在污水中快速有效地混合，沉淀剂通常以浓缩溶液的形式投加，一个简单的文丘里槽就是一种不错的混合装置。

下面对化学沉淀的 4 个阶段及其原理加以讨论。

10.2.1 沉淀反应

简言之，铁盐和铝盐沉淀是类似的，都是基于所投加的金属离子 Me 与存在的正磷酸盐的摩尔比及其溶解性的原理。钙盐作为沉淀剂时，其沉淀作用与 pH 值密切相关，因此，污水的碱度对确定该化学药剂的投加量特别重要。

1. 三价铁盐和铝盐作为沉淀剂

Fe^{3+}及 Al^{3+}盐经常用作沉淀剂，就沉淀而言，其行为特点是一样的，因此在下面的讨论中可以表示为 Me^{3+}。

在文献报道中，经常采用下述简化的沉淀模式：

$$\text{主反应：} Me^{3+} + H_2PO_4^- \rightarrow MePO_4 + 2H^+ \tag{10.3}$$

$$\text{副反应：} Me^{3+} + 3HCO_3^- \rightarrow Me(OH)_3 + 3CO_2 \tag{10.4}$$

这两种沉淀反应都伴随碱度的减少，因而导致 pH 值的下降。

沉淀过程的本质是最大量的金属离子以磷酸盐的形式沉淀。我们感到：氢氧化物沉淀是一个缺点，但在絮凝方面确实发挥作用（10.2.2 节）。因为氢氧化物作为大体积粒子沉淀时，在通过液相的过程中，它们能够捕捉到那些在其他情况下无法沉淀的小颗粒，并一起沉淀。

式（10.3）及式（10.4）所示的沉淀反应非常简单。已证实沉淀的物质中包括钙离子，某些情况下也包括碳酸根离子[1]，这种物质的经验分子式如下：

$$\text{主要产物：} Ca_kMe_m(H_2PO_4)_f(OH)_h(HCO_3)_c \tag{10.5}$$

$$\text{副产物：} Me_X(OH)_Y(HCO_3)_Z \tag{10.6}$$

不论所采用的产物的组成是简单还是复杂，溶解性磷酸盐的平衡计算都依据相同的原则。溶解度模型基于如下要素 a～e：

a. 磷酸盐总浓度表达式；

b. 所沉淀的磷酸铁和磷酸铝的复合物及其副产物的类型的假定；

c. 所沉淀的磷酸盐复合物及其副产物之间的溶解性关系；

d. 磷酸盐系统的基本平衡方程式；

e. 当前的磷酸盐复合物的平衡方程式；

溶解度计算的例子见文献[2]。

从实用的观点考虑，当 pH 值在 5～11 之间时，应强调决定溶解磷总含量的主要磷组分 S_{TP}为：

$$S_{TP} = S_{H2PO4^-} + S_{HPO4^{2-}} + S_{CaHPO4(aq)} = S_{CaPO4^-} \tag{10.7}$$

后两项是磷酸盐复合物 $CaHPO_4$(水合)及 $CaPO_4^-$的浓度。在 pH 值高于 5 时，铁和铝的复合物并不重要。

若假定式（10.5）和式（10.6）中复杂的沉淀产物存在，则建立溶解性磷酸盐总浓度平衡的一般表达式证明是可能的，见文献[1]。

2. 亚铁离子作为沉淀剂

亚铁离子 Fe^{2+}，由于它的价格低于铁离子 Fe^{3+}而经常用作沉淀剂（见图 10.4）。若要使用 Fe^{2+}有效地去除磷，有两条途径：将亚铁离子氧化为铁离子，或与钙联合沉淀。

1）将亚铁离子氧化为铁离子

在实践中，把 Fe^{2+}加到污水生物处理厂的曝气池中：

$$Fe^{2+} + 0.25O_2 + H^+ \rightarrow Fe^{3+} + 0.5H_2O \tag{10.8}$$

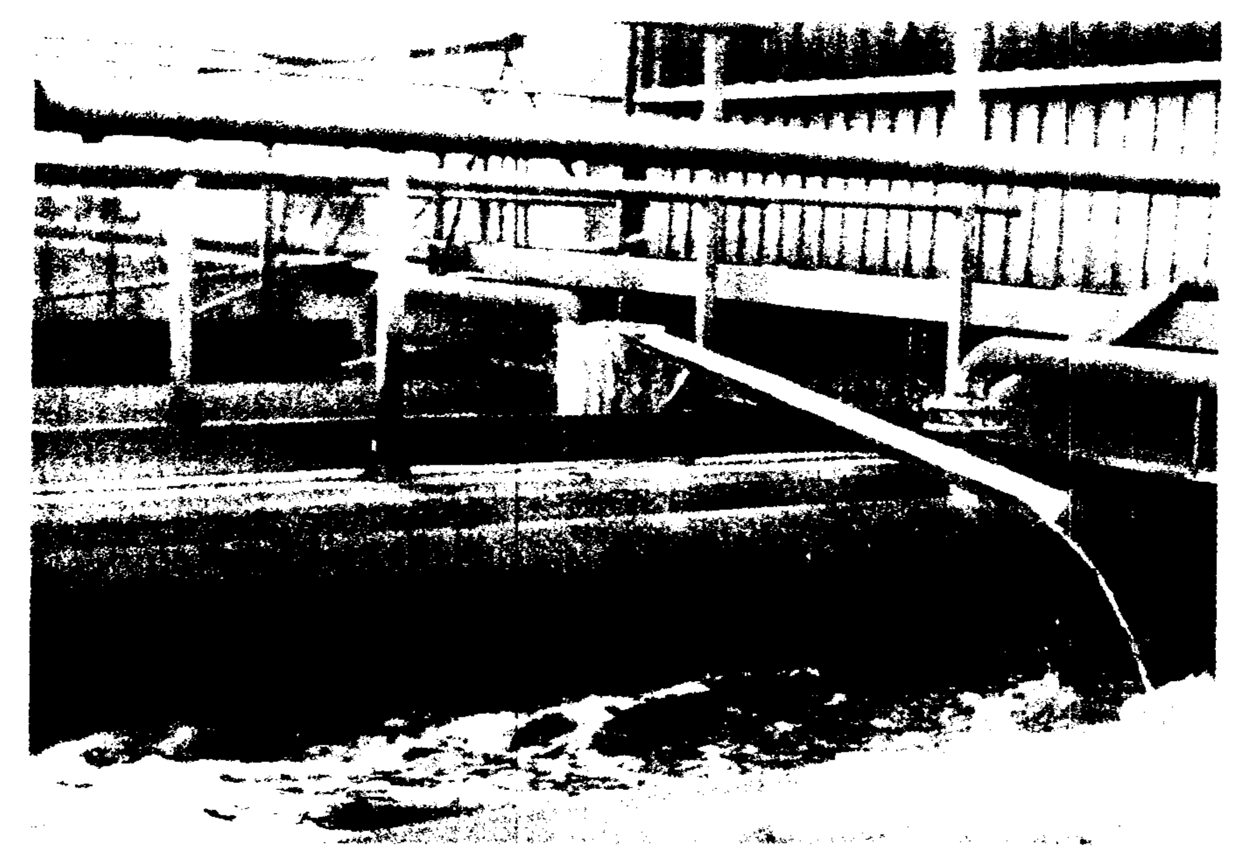


图 10.4 投加亚铁离子进行磷沉淀的 Sjölunda 污水处理厂（瑞典，Malmö）

反应过程消耗氧和酸度，因而产生碱度。一般铁盐投加量为 20～40 g Fe/m^3时，耗氧量为 0.14 g O_2/g Fe^{2+}。与氧化有机物的需氧量相比，曝气系统所增加的额外负荷并不明显。

生物处理厂中，在以铁为沉淀剂（生物、化学同时沉淀），氧浓度为零（超负荷）时，Fe^{3+} 会再还原为 Fe^{2+}，从而导致一定的磷溶解。然而，除非所有现有的硝酸盐都因反硝化而消失才会发生这种情况。硝酸盐能够将 Fe^{2+} 氧化（特别是通过细菌）为 Fe^{3+}。由于存在着这种关系，应该提到一点，Al^{3+} 不能被还原，即，其他方面是一样的，只是还原条件的存在不会导致污泥中磷的溶解。

2）与钙联合沉淀

通过 Fe^{2+} + Ca^{2+}的结合，能够有效地沉淀磷。因而早先所认为的使用亚铁时要将 Fe^{2+} 氧化为 Fe^{3+} 并不是一个必需的先决条件，但污水中相对高的 Ca^{2+} 浓度却很重要。沉淀产物大概是磷酸钙铁复合物，碳酸亚铁为副产物。还没有人能够描述这种沉淀产物，其原因可能是因为它是一种非常复杂的物质，由不定形物质和吸附性物质组成。在 pH=7 时左右发生沉淀反应，但投加 $Ca(OH)_2$后 pH 值通常可以升高到 8～10。很明显，我们需要更详细的资料来说明与该沉淀过程有关的化学环境条件。

3. 钙作为一种沉淀剂

通过添加 $Ca(OH)_2$ 或 CaO 的加钙磷沉淀，在通常的英语用法中被误定义为“石灰沉淀”。该沉淀反应的简化表达方式如下所示：

主反应：$5Ca^{2+} + 7OH^- + 3H_2PO_4^- \rightarrow Ca_5OH(PO_4)_3 + 6\,H_2O$

副反应：$Ca^{2+} + CO_3^- \rightarrow CaCO_3$

由主反应产生的磷酸盐复合物是羟基磷灰石。但实际条件要复杂得多，首先，实际上从不产生羟磷灰石，再者是磷灰石产生在一系列反应的最后阶段，这一系列反应中产生的大量更容易溶解的磷酸钙在实际中常用来确定磷酸盐的溶解性。

污水处理厂、地面水、土壤甚至牙齿和骨骼的釉质中产生的磷灰石通常是可置换的组分，部分羟基可由氟 F^-置换（氟磷灰石），部分磷酸根可由碳酸盐 CO_3^{2-}（碳酸磷灰石）置换，并且部分钙可由 Na^+、Fe^{3+}、Al^{3+}、Mg^{2+}和 Zn^{2+} 置换。在铁盐和铝盐沉淀中，通过铁、铝和碳酸盐这种较大的置换，我们可得到所讨论的磷酸钙铁或磷酸钙铝组分，实践中，置换后的磷灰石总是磷酸钙沉淀的终产物。

在磷灰石产生之前，或多或少会有些无定型和更容易溶解的混合物，磷酸二钙 Ca_2HPO_4，磷酸四钙 $Ca_4H(PO_4)_3$ 和磷酸三钙 $Ca_3(PO_4)_2$。

污水中含有大量的镁 Mg^{2+}，聚磷酸盐和碳酸氢盐 HCO_3^-会抑制磷灰石的再结晶。因此上述组分之一决定磷酸盐的溶解度[3]。

10.2.2 凝聚作用

与絮凝过程相比，目前我们对凝聚过程的了解非常有限，这缘于凝聚过程的复杂性。在凝聚过程中，胶体聚结为较大的颗粒。依据颗粒直径 d_p，可将其与其他粒子进行比较。

可沉絮体：　“d_p” $> 100\ \mu m$

主粒子：　$1\ \mu m < d_p < 100 \mu m$

胶体：　$10^{-3} \mu m < d_p < 1\ \mu m$

溶解性物质：　“d_p” $< 10^{-3} \mu m$

在这种细分散条件下胶粒能保持稳定。其原因之一是粒子太小，由水分子和胶粒碰撞产生的布朗运动超过了胶粒的重力影响而占据主导地位；另外，由胶体表面电荷产生的斥力阻止了粒子的凝聚沉降。投加化学药剂后，在凝聚过程中胶体的脱稳通常导致粒子的聚合。

根据胶体的化学组成和混凝药剂的种类，可以通过几种不同的机理发生脱稳，但对脱稳机理的了解还很不够。

下面论述的三个概念对凝聚过程非常重要，并非只与污水的磷沉淀有关，而是对一般的凝聚过程都有意义。它们是：亲水 / 疏水性，ζ电位，等电点。

1）亲水 / 疏水性

污水中含有亲水粒子和疏水粒子，亲水粒子是具有很强凝聚或吸附水的倾向的胶体，疏水粒子为水所排斥的胶体。粗略地讲，有机胶体是亲水的而无机胶体是疏水的。有机胶体亲水性是由于它们表面带有亲水基团，如胺基（$-NH_2$）、氢氧基（-OH）和有机酸基团（-COOH），见图 10.5。对水的凝聚和吸附是通过氢键形成的。结果是亲水粒子被随之一起运动的水膜所包围，该水膜称之为“结合”水。疏水粒子没有这样的水膜。

2）ζ电位

污水中的胶体主要带负电荷，把粒子置于电场中就能验证这种现象。根据电场电势、电泳速度、粘度等，能计算出 ζ 电位。下面将对其重要性做进一步详述。

粒子的电荷，主导电荷是粒子表面末端基团的解离（如上面提到的氨基，羟基和酸根）和/或从水相吸附离子的结果。

亲水胶体的电荷通常由第一种现象（粒子表面的末端基团解离）产生，而疏水胶体

的电荷通常由第二种现象（粒子从水相中吸附离子）产生。

胶体的主要电荷吸引带相反电荷离子，即反离子，这些电荷积聚在粒子表层内，因此部分中和了粒子的表面电荷，产生了双电层。

最靠近粒子的离子层叫做“固定”层，包围在固定层外面的为“扩散”层，扩散层中反离子的浓度不断减小，直至与液相中浓度相同。关于不同的分层见图 10.6。

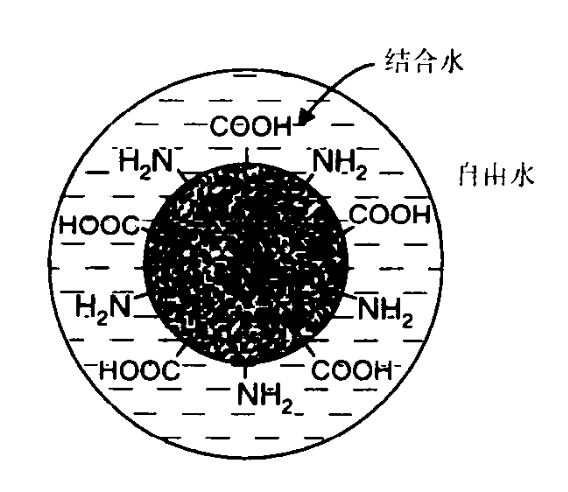


图 10.5 胶状亲水蛋白质粒子被键水包围的示意图[4]

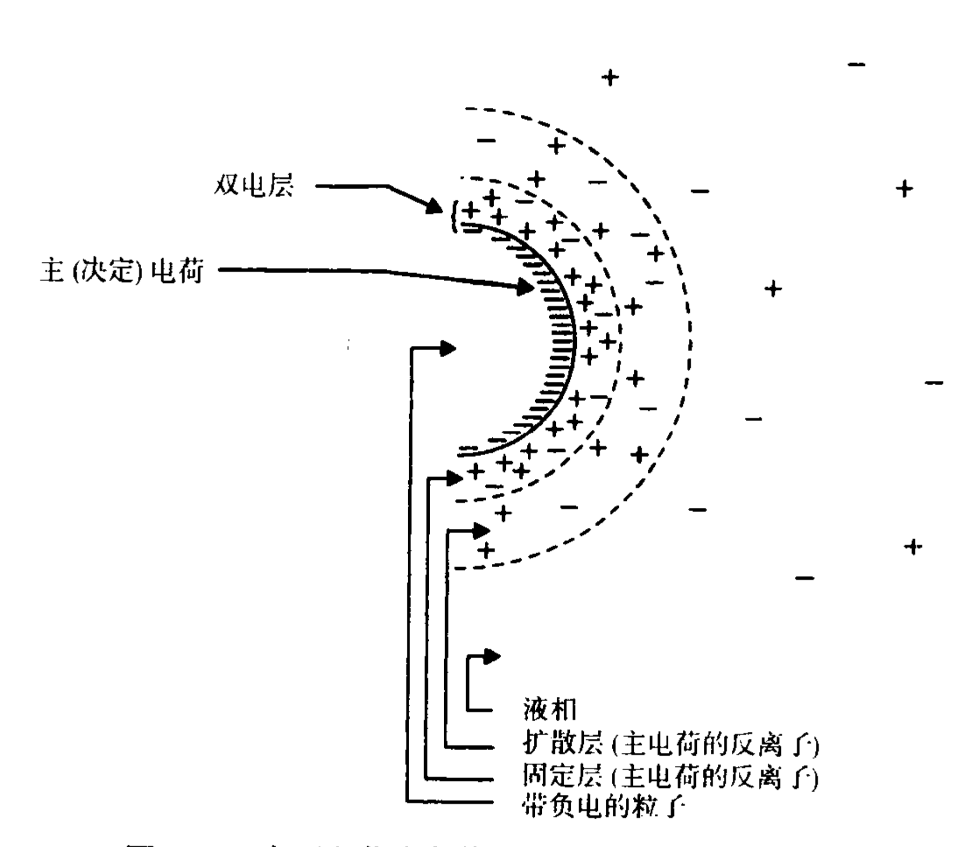


图 10.6 表面电荷为负值的胶粒双层离子示意图

图 10.7 表示了粒子周围的电势变化。与粒子一起迁移的液体与其他部分液体之间的分界面即为剪平面，这一平面上的电位称为 ζ 电位。如上所述，ζ电位由电场中粒子运动测得。

疏水胶体剪平面接近于固定层和扩散层之间的分界面。亲水胶体的剪平面与“结合”水的外边界恰好一致。

ζ电位在凝聚过程中是一个重要参数，其原因是它表示促使胶体稳定的反静电力的程度。但是我们不能因此就相信仅依据该参数来阐明这些条件，与此相比，事实上的条件要

远为复杂。“结合”水对亲水胶粒稳定性也很重要，而且实际上，决定胶粒稳定的因素不仅是ζ电位，还取决于胶粒组成与其结构对电位分布的影响，见图 10.8。

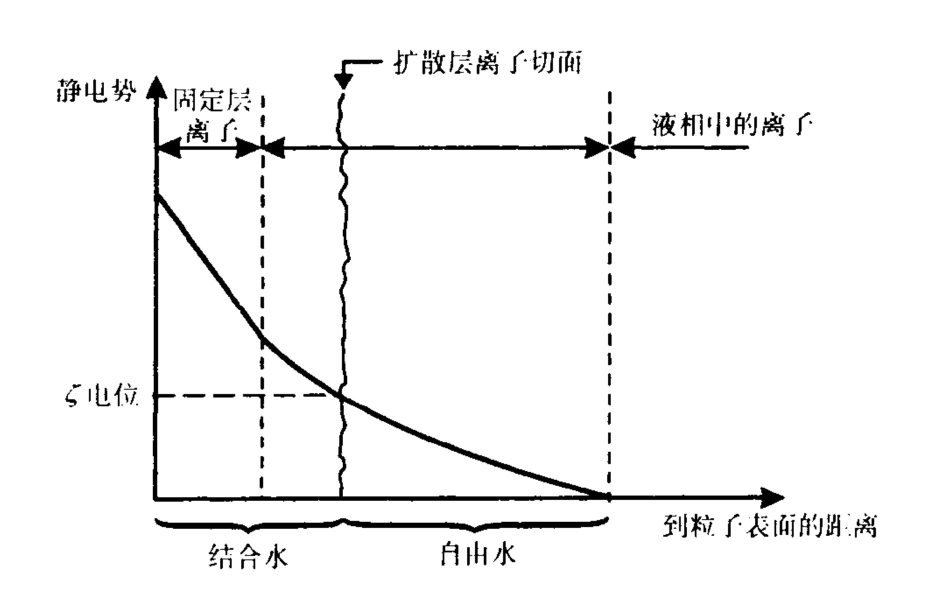


图 10.7　带电亲水胶粒周围电势分布[4]

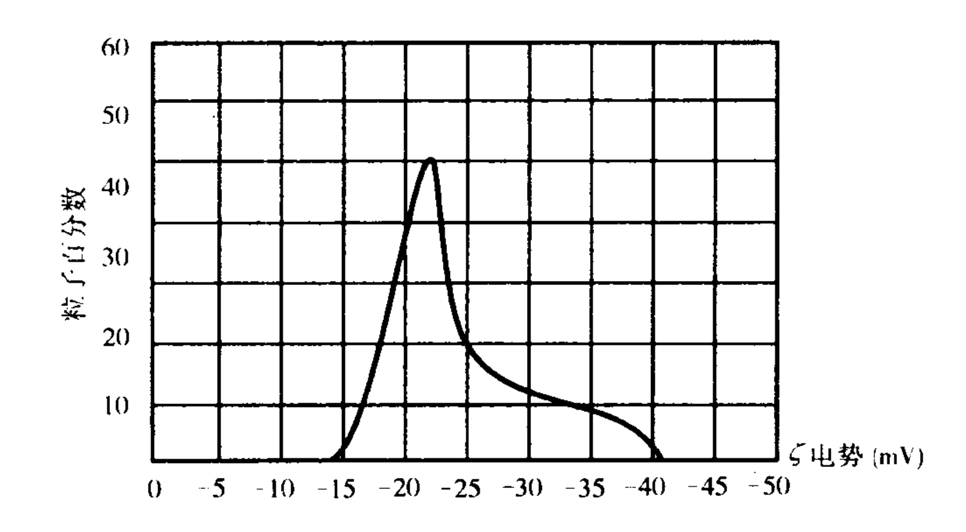


图 10.8　污水中粒子的ζ电位（势）分布曲线（因此也是电荷分布曲线）示例

3）等电点

有机和无机粒子的表面电荷取决于其表面基团的酸碱性，可以通过酸、碱来改变。图 10.9 示意了一个表面带有胺基和羧基的有机粒子如何通过氢离子的交换改变其净电荷的过程。

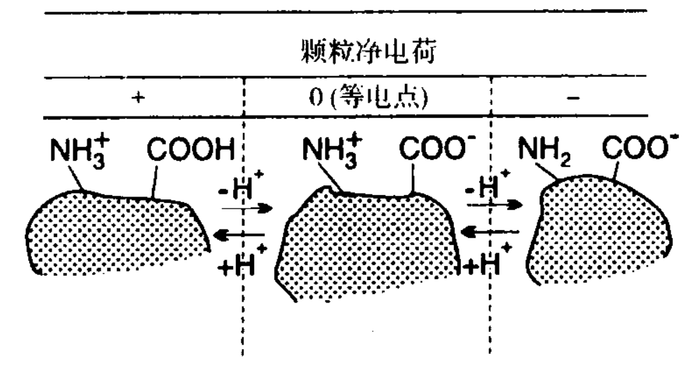


图 10.9　通过交换氢离子改变有机粒子表面电荷

净电荷为0的点即为等电点，该点pH值（等电点pH值）取决于胺基和羧基各自的碱酸强度。一般情况下，污水有机粒子的等电点pH值介于3～5之间，也就是说pH值为中性时，粒子带负电。

在某种程度上，通过调节水中的阴离子含量可获得等电点。例如，根据其胶粒的化学组成，钙能够或多或少地结合羧基。因此净电荷由负值变为正值，见图10.10。

同样，图10.11表示了如何通过蛋白质水解反应来改变某些无机粒子的净电荷。图中所示的粒子表面基团既表现为酸性，又表现为碱性（带有两性），这种情况下的等电点也是完全取决于粒子特定的化学组分。

根据双电层理论，只要电斥力大于范德华引力，胶体系统就能稳定，这两种力之间的平衡如图10.12所示。

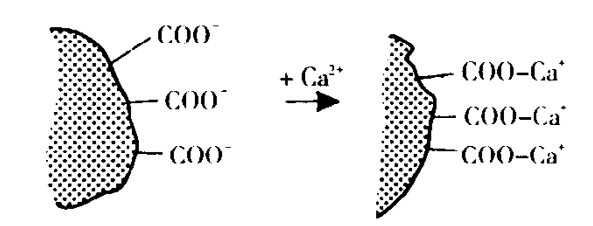


图10.10 通过交换钙离子改变表面电荷

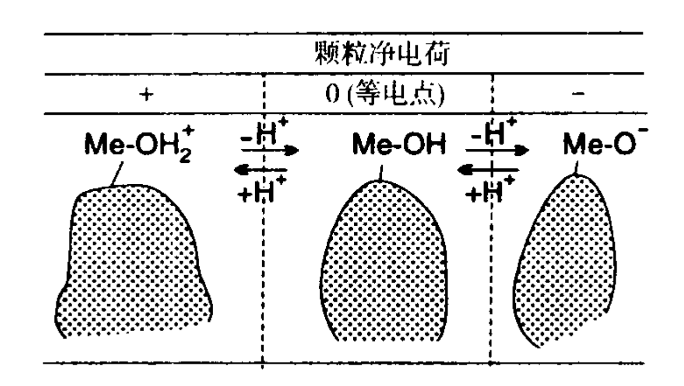


图10.11 通过交换氢离子改变无机粒子表面电荷（Me代表金属原子）

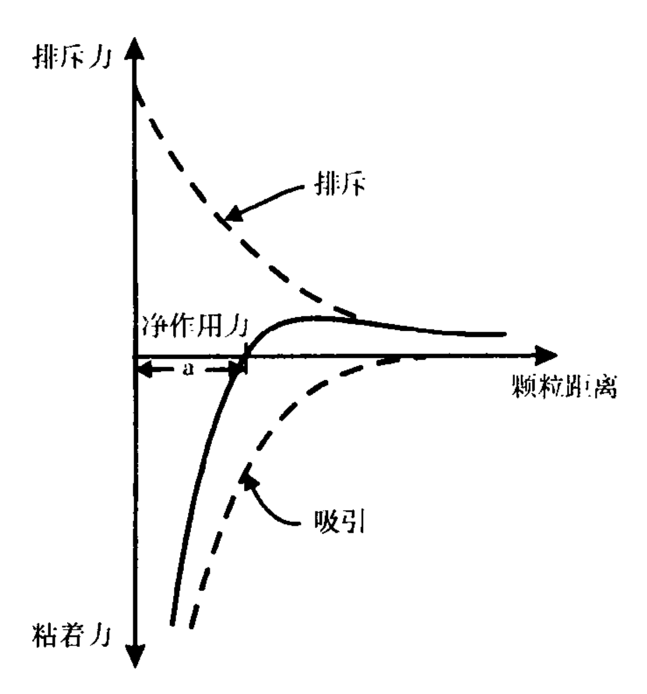


图10.12 粒子间作用力与其距离之间的关系[4]

当粒子间距小于a时，粒子间存在净引力，因而主粒子能够形成

通过减少粒子表面电荷，使电场影响范围减小，于是粒子开始彼此接近，当它们碰撞时，范德华力取得优势，从而主粒子就可能开始形成。

4）胶体脱稳

假定胶体脱稳机理由下面的一种或多种机理来解释。

a. 有机或无机聚合物胶体间的架桥作用；

b. 胶体间的捕捉与网捕作用；

c. 粒子双电层厚度的减少导致粒子间排斥力降低。

关于 a：由于胶体通常带负电，所以可以料想只有带正电的聚合体（阳离子型）能够产生架桥作用，但带负电的聚合体（阴离子型）及非离子型聚合体却也特别有效。

阴离子的作用是在高价阳离子中，如钙离子，把阴离子聚合体和胶体连结起来。

非离子聚合体的作用是由于在该聚合体链上含有极性官能团，官能团上某些原子周围带正/负电，这些带电区可与带电胶体互相作用。

应该强调的是聚合体的作用并非仅限于架桥，它们还可部分中和胶体的表面电荷来降低粒子间斥力。这将在 c 项中进一步讨论。

关于 b：捕捉与网捕的先决条件是，除胶体外，水中还必须存在着能够捕捉胶体的絮体（如金属的氢氧化物沉淀）。

关于 c：粒子排斥力的减小只发生在阳离子间，如 Ca^{2+}、Fe^{3+} 或 Al^{3+} 离子紧密聚积在带负电胶体的表面，这意味着粒子等电点的变化。酸和碱起着相似的作用。

10.2.3 絮凝作用

在絮凝过程中，主粒子相互结合在一起形成更大的粒子，絮体。该亚过程的意义是增加了沉淀物颗粒的大小，使得这些颗粒能够通过典型的沉淀或气浮加以分离。

絮凝通常在如图 10.13 所示的系统内完成。在每一个絮凝池内，水通过机械絮凝器，也称作絮凝搅拌桨进行轻缓搅拌，使主粒子碰撞并聚合为絮体。该图所示的为 3 个絮凝池，实际中通常采用 1～4 个。

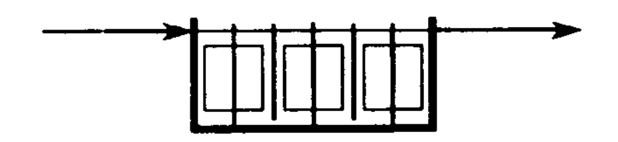


图 10.13 絮凝装置示意图

某些情况下，在一些活性污泥污水处理厂中，将曝气池作为沉淀反应与絮凝反应池（协同沉淀）。这时采用曝气系统进行搅拌，有可能出现的问题是：曝气系统产生的扰动太大，导致部分化学絮体的破碎，致使其出水含有非常细小的分散物，在后续分离装置中无法分离。

絮凝过程中首先通过搅拌在水中形成速度梯度，使得颗粒互相碰撞，然后在一定条件下粘合在一起，从而形成絮体。

絮凝过程中存在两种截然相反的机制，如图 10.14 所示。

- 絮体形成，主粒子被去除；
- 絮体破碎，形成主粒子。

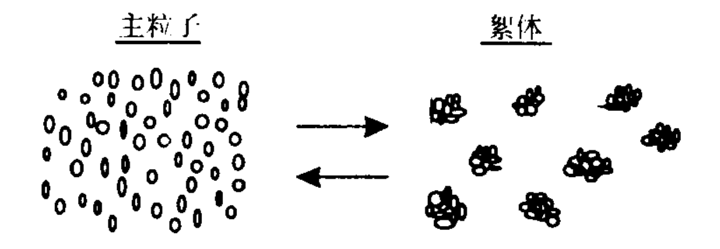


图 10.14 由主粒子形成絮体（假定絮体可沉，而主粒子不可沉）

下面根据参考文献[6]对这两种亚过程讨论如下：

絮体形成的速率 $r_{V,f}$ 等于主粒子去除的速率 $r_{V,p}$：

$$r_{V,f} = -r_{V,p} = K_T n_p \Phi G \tag{10.9}$$

式中 $r_{V,f}$——絮体形成速率（形成絮体的主粒子数/(m³ 水·s)）；

$r_{V,p}$——主粒子数形成速率（去除的主粒子数/(m³ 水·s)）；

K_T——常数（m³ 水/m³ 絮体）；

n_p——单位体积水中主粒子数（主粒子数/m³ 水）；

Φ——絮体体积比，即单位体积水中的絮体体积（m³ 絮体/m³ 水）；

G——平均速度梯度（s^{-1}）。

如果絮体的体积数为 n_f，半径为 r_f（假定絮体为规则的球形），可得：

$$\Phi = n_f \frac{4}{3}\pi r_f^3 = n_f \alpha_f = n_{P,\Phi} \alpha_P \tag{10.10}$$

式中 α_f——单个絮体体积；

α_p——单个主粒子体积；

$n_{P,\Phi}$——絮凝池进水中主粒子的体积数。

平均速度梯度 G 代表了液体的紊流程度，定义为：

$$G = (W / \mu_a)^{1/2} \tag{10.11}$$

式中 W——单位体积液体所耗功率；

μ_a——液体的绝对粘度。

【例 10.2】 某 10 m³ 絮凝池，输入功率 8 W，污水的绝对粘度假定为 0.001 kg/(m·s)，见表 1.10，求平均速度梯度。

利用式（10.11）可计算 G：

$$G = (W / \mu_a)^{1/2} \tag{10.11}$$

体积功率 $W = 8\ W/10\ m^3 = 0.8\ W/m^3 = 0.8\ kg\ m^2\ s^{-3}/m^3$

绝对粘度 μ_a 为 0.001 kg/(m·s)

将 W 和 μ_a 代入式（10.11），得：

$G = (0.8\ kg\ m^2\ s^{-3}/m^3)/(0.001\ kg/(m\cdot s))^{1/2}$

$G = 28\ s^{-1}$

该池与正常情况下絮凝池所需 G 值的数量级（10～50 s^{-1}）是一致的。

根据式（10.9），絮体形成与 n_p、Φ、G 呈一级反应。主粒子数 n_p 由于难于测量，作为运行参数很不方便。如果沉淀物中含有某种均匀分布的物质，比如磷，这种按数目计量

的浓度值就可以采用该物质的浓度值来代替。

$$X_{P,p}=M_{P,p}n_p \tag{10.12}$$

式中 $X_{P,p}$——单位体积水的主粒子中磷的浓度（g P/m³ 水）；

$M_{P,p}$——单个主粒子中磷的浓度（g P/主粒子）。

絮体破碎相当于主粒子的产生（或絮体中的磷释放到主粒子中），可描述为：

$$-r_{V,f}=r_{V,p}=K_B^{'}\Phi G^p \tag{10.13}$$

式中 $K_B^{'}$——常数，其单位根据 p 的大小而变；

p——无量纲常数。

实际应用中，对采用铁盐、铝盐和钙盐作絮凝剂的系统，p 可取为 2，相当于高紊动条件下絮体分离比其形成要快。

应用絮体形成和分离的反应动力学，可求得不同类型反应器的出水悬浮磷浓度。如图 10.13 所示，与此相关的反应器是串联的。

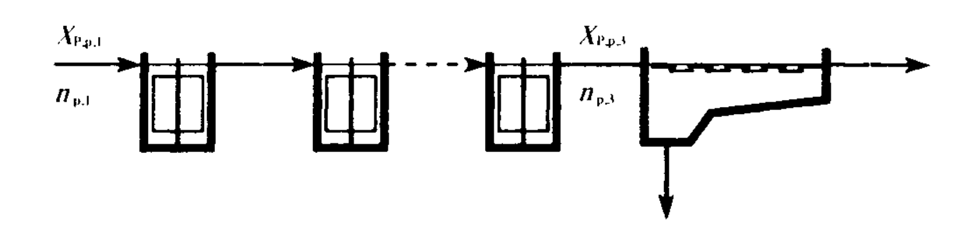


图 10.15 串联的完全混合反应池中的絮凝

对于串联的完全混合反应池，各池容积相同，在式（10.13）中取 p =2，采用图 10.15 中的符号，有[6]：

$$FG=\frac{X_{P,p,1}}{X_{P,p,3}}=\frac{(1+K_T\ \Phi G(\theta/n))^n}{1+\dfrac{K_BG}{K_T\Phi}((1+K_T\Phi G(\theta/n))^n-1)} \tag{10.14}$$

式中 FG——絮凝程度；

$X_{P,p}$——主粒子中的磷浓度（g P/m³ 水）；

G——平均速度梯度（s^{-1}）；

θ——水力停留时间（s）；

n——串接的完全混合反应池的个数；

Φ——絮体的体积比（m³ 絮体/m³ 水）；

K_T——常数；

K_B——常数（$=K_B^{'}\alpha_p$）（s）。

式中有 $K_T\Phi$ 项，对给定的投药量，Φ为常数，因此 $K_T\Phi$ 也为常数，表 10.1 中给出了不同絮凝剂的 $K_T\Phi$ 和 K_B 值。

式（10.14）中的 K_B 等于式（10.13）中的 $K_B^{'}$乘以常数α_P，根据式（10.10），α_P 表示单个主粒子的体积。

为了使大家对絮凝剂的类型、絮凝池的池数、平均速度梯度及平均水力停留时间对

絮凝效果的影响有所了解，我们将表 10.1 的计算结果示之于图 10.16 和图 10.17 中。

后沉淀中不同化学药剂的 $K_T\Phi$ 和 K_B 值[6]（进水：9.7 g P/m³，碱度 2 eqv/m³）　表 10.1

絮凝剂	$K_T\Phi \times 10^4$ (–)	$K_B \times 10^7$ (s)	加药量/pH
Al^{3+}	2.85 ± 0.08	3.45 ± 0.16	Al/P=1.8
Al^{3+} + 高分子聚合物	2.68 ± 0.11	0.98 ± 0.07	Al/P=1.8，高分子聚合物 0.5 mg/L
$Ca(OH)_2$	5.58 ± 0.22	2.38 ± 0.15	pH=11.2
Fe^{2+} + $Ca(OH)_2$	7.68 ± 0.44	4.83 ± 0.40	pH=8.0，Fe/P=3

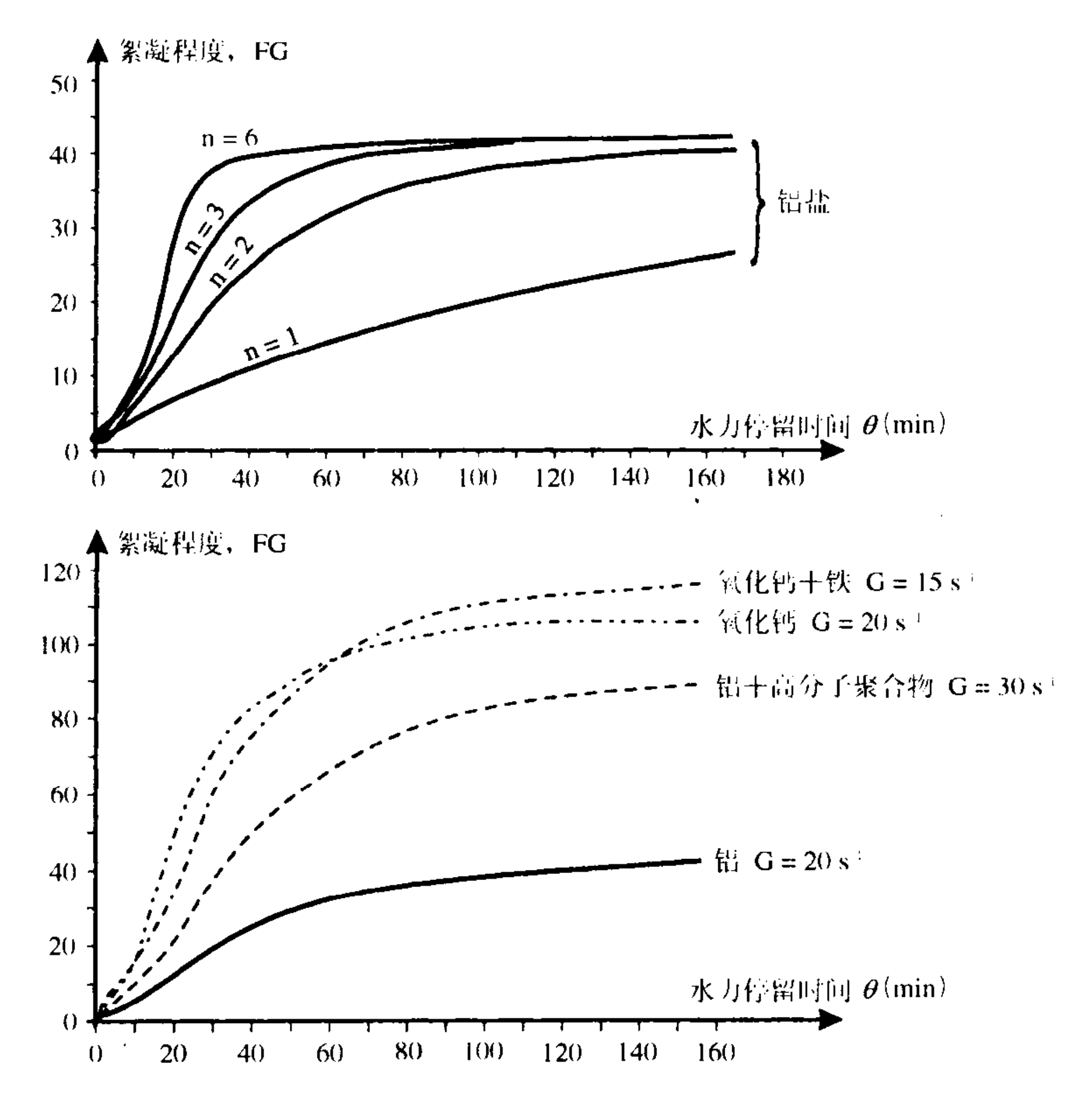


图 10.16　上图：絮凝度（*FG*）与水力停留时间（θ）和絮凝池池数的关系（絮凝剂：Al^{3+}，G=20s⁻¹）
下图：絮凝度（*FG*）与水力停留时间（θ）和絮凝剂类型的关系（絮凝池为 2 池串联）[6]

从图 10.16 和图 10.17 可知，采用不同化学药剂，其絮凝能力有很大差别，将絮凝池分成几个池子更为有利，为了达到所要求的絮凝程度，需要有一个最小水力停留时间，存在一个最佳平均速度梯度。

【例 10.3】 采用硫酸铝除磷，加药量为 250 g/m³，药品中铝的重量比为 8%，污水量为 180 m³/h，含磷量为：14 g P/m³。

1. 采用多少摩尔比？

加铝量= (0.08 × 250 g/m³)/(27 g Al/mol) = 0.74 mol Al/m³

磷浓度= (14 g P/m³)/(31 g P/mol) = 0.45 mol P/m³

摩尔比 Al/P = 0.74/0.45 = 1.64 mol Al/mol P

2. 絮凝在两个串联的相同反应池中完成，要求絮凝度为 30，求所需平均速度梯度和池容。

从图 10.17 可知，絮凝度为 30 时，水力停留时间为 55 min，平均速度梯度 G 为 $20s^{-1}$，这也可由式（10.14）求得。

总反应池容积为：

$$V = \theta Q = 55\ \text{min} \times (180\ \text{m}^3/\text{h})/(60\ \text{min/h}) = 165\ \text{m}^3$$

因此单池容积为 82.5 m³。

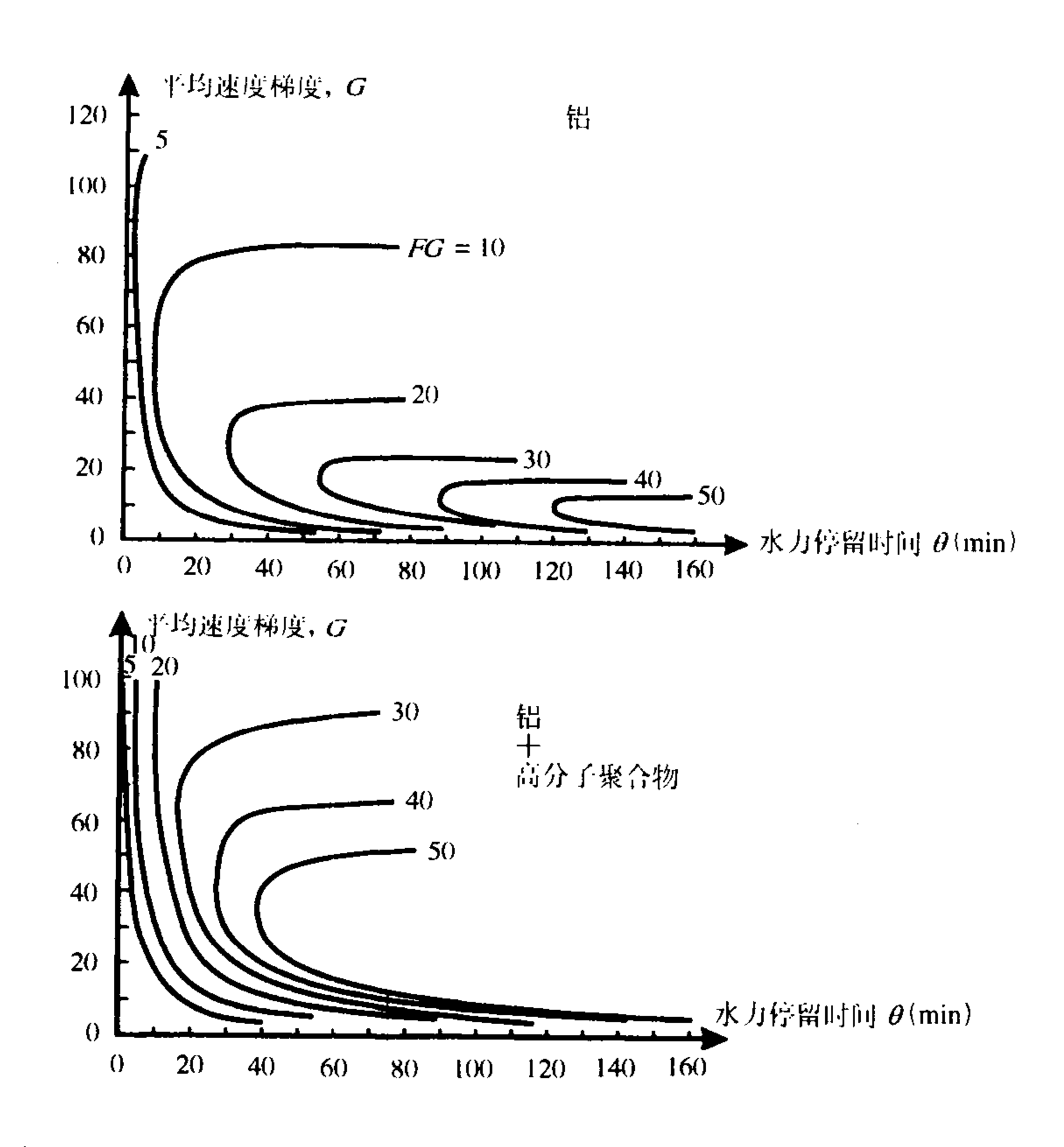


图 10.17　絮凝程度与平均速度梯度 G、水力停留时间 θ 和絮凝剂的关系曲线（池子数 n=2）[6]

10.2.4 土壤中磷的固定

化学沉淀处理中磷的结合与土壤中磷的固定存在许多相似之处，土壤中存在大量的铁、铝和钙，对磷的固定作用相对较强，但土壤中磷的固定不象化学沉淀处理中那样快。

下式很好地解释了土壤中磷固定的模式和原理：

土壤水份中的磷 ⇔ 土壤中进行吸附/离子交换的磷 → 沉淀的磷

土壤母体中磷的吸附/离子交换发生很快，可以假定在一般渗透速度下即可达到平衡，随后吸附/离子交换的磷将缓慢地转化为溶解性相对较低的可沉淀的磷。

沉淀过程可按一级反应描述[8]：

$$\frac{-\mathrm{d}X_{\mathrm{P,a}}}{\mathrm{d}t}=k_1X_{\mathrm{P,a}} \tag{10.15}$$

式中 $X_{\mathrm{P,a}}$——土壤中吸附的磷浓度（mg P/kg 土壤）；

k_1——一级反应常数。

平衡状态下吸附/离子交换的磷浓度可以用吸附等温曲线来表示[8]：

Langmuir 等温线：

$$X_{\mathrm{P,a}}=\frac{BS_{\mathrm{P}}}{K_1+S_{\mathrm{P}}} \tag{10.16}$$

Freundlich 等温线：

$$X_{\mathrm{P,a}}=K_{\mathrm{fr}}S_{\mathrm{P}}^{1/n_{\mathrm{fr}}} \tag{10.17}$$

式中 S_{P}——土壤液体中磷的浓度；

B、K_1、K_{fr}、n_{fr} 均为常数。

某一个给定的吸附常数，只能用于与环境条件（如 pH 值、氧化还原电位及土壤中金属含量）相关的有限范围之内。

【例 10.4】 采用两种方式测定某土壤样品对污水中磷的吸附。土壤水份中磷浓度为 10 g P/m^3 时，土壤对磷的吸附能力为 427 mg P/kg 土壤；而当土壤水份中磷浓度为 1 g P/m^3 时，土壤对磷的吸附能力为 135 mg P/kg（土壤）。

在所调查的浓度范围之内，假定吸附可由 Freundlich 等温线描述，并且 $n_{\mathrm{fr}}=2$。

常数 K_{fr} 为多少？如果土壤中磷浓度分别为 5 和 100 mg P/L 时，磷的吸附量为多少？

由式（10.17）可求得 K_{fr}：

$$X_{\mathrm{P,a}}=K_{\mathrm{fr}}X_{\mathrm{P}}^{1/n_{\mathrm{fr}}} \tag{10.17}$$

将两组试验值中的一组代入得：

427 mg P/kg 土壤 = K_{fr}(10 mg P/L)$^{1/2}$

K_{fr} = 135 (mg P/L)$^{1/2}$mg P/kg 土壤

由第二组试验值可得出同样的 K_{fr} 值。

由式（10.17）可分别算出当土壤水份中含磷量为 5 和 100 mg P/L 时磷的吸附量：

$X_{\mathrm{P,a}}=135\times5^{1/2}=300$ mg P/kg 土壤

$X_{\mathrm{P,a}}=135\times100^{1/2}=1\,350$ mg P/kg 土壤

在第二个试验中，我们测得最大吸附能力为 500 mg P/kg 土壤，那么当土壤水份中的磷为 100 mg P/L 时磷吸附量的计算错在什么地方呢？

有以下几方面错误：首先，式（10.17）仅适用于很小的浓度范围（1～10 mg P/L），第二，实际上土壤中含磷量不可能是 100 mg P/L。

10.3 除磷处理工艺

10.3.1 絮凝沉淀剂

实际工程中，所采用的絮凝沉淀剂仅有限的几种，即铝盐、铁盐或钙盐，如：Al^{3+}，$Al_2(SO_4)_3\cdot16H_2O$；Fe^{3+}，$FeCl_3\cdot H_2O$；Fe^{2+}，$FeSO_4\cdot7H_2O$；Ca^{2+}，$Ca(OH)_2/CaO$。

由于经济上的原因，常采用技术级的化学药品，含有一定的可溶或不溶性杂质。很多情况下采用联合使用的方式，尤其是 Ca^{2+} + Fe^{2+}。此外还采用聚合铁和聚合铝，由于减少了通过氢氧化物的形式而损失的金属离子的量，所以具有增加有机物去除率的优点。

通过沉淀以及絮凝作用可将溶解性磷酸盐转化为固态磷酸盐，某些情况下通过投加有机聚合物可显著增强絮凝的效果。一般采用阳离子（带正电）型或非离子（中性）型聚合物。

【例 10.5】 某活性污泥法污水处理厂，采用硫酸亚铁进行生物、化学协同沉淀，投加量为 28 g Fe^{2+}/m^3，有 7.75 g P/m^3 沉淀，求：将亚铁氧化为 3 价铁的耗氧量及其碱度变化。

由式（10.8）

$$Fe^{2+} + 0.25O_2 + H^+ \rightarrow Fe^{3+} + 0.5H_2O \qquad (10.8)$$

可得耗氧量：0.14 g O_2/g Fe^{2+}，全部耗氧量为：

$$28\ g\ Fe^{2+}/m^3 \times 0.14\ g\ O_2/g\ Fe^{2+} = 3.9\ g\ O_2/m^3$$

在式（10.8）、式（10.3）和式（10.4）中发生了碱度的变化。式（10.3）和式（10.4）为：

$$Fe^{3+} + H_2PO_4^- \rightarrow FePO_4 + 2H^+ \qquad (10.3)$$

$$Fe^{3+} + 3HCO_3^- \rightarrow Fe(OH)_3 + 3CO_2 \qquad (10.4)$$

碱度变化为：

式	eqv /mol Fe^{2+}	碱度来源
(10.8)	+1	H^+
(10.3)	-2	$2H^+$
(10.4)	-3	$3HCO_3^-$

注意 $H_2PO_4^-$（见式（10.3））和 CO_2（见式（10.4））都不影响碱度，因为这两种形式的离子只存在于 pH 值为 4.5 的情况下。

通过沉淀有 28 g Fe^{2+}/m^3 = (28 g Fe^{2+}/m^3)/(56 g Fe^{2+}/mol) = 0.5 mol Fe^{2+}/m^3 被氧化。

这 0.5 mol 的 Fe^{2+}应在式（10.3）和式（10.4）两个反应中分配。因为 7.75 g P/m^3 = (7.75 g P/m^3)/(31g P/mol) = 0.25 mol P/m^3 被去除，说明有 0.25 mol Fe^{2+}/m^3 通过以上反应被去除。

因此，碱度的变化为：

$$0.5 \times (+1) + 0.25 \times (-2) + 0.25 \times (-3) = -0.75\ eqv/m^3$$

对于高碱度废水，其碱度为 3～7 eqv/m^3，碱度的减小不会造成问题，见表 1.10。但对缓冲能力差的污水，必须重视生物处理（如硝化）过程出现的碱度下降问题。

10.3.2 处理工艺

根据处理工艺中加药的位置，化学沉淀可分为如图 10.18 所示的几种类型，这些类型可以互相组合，而且可做进一步的后处理，如塘处理、渗滤厂、砂滤池等等。通过将絮凝剂和不同的处理工艺相结合，实际工程中可以采用的除磷方法有许多种。

如果污水中有机物质的耗氧对排放水体影响不大时，可采用直接沉淀。但如果需大量去除有机物，则需选择预沉淀、协同沉淀或者后沉淀。

1. 直接沉淀

这种处理方法不太普遍，但在挪威应用较广泛。一般在pH值为8～10时常采用Fe^{2+}+$Ca(OH)_2$作絮凝沉淀剂，也可单独采用$Ca(OH)_2$，但pH值须在11左右以保证有效絮凝沉淀。将$Ca(OH)_2$与3%～5%的海水（占污水的比例）混合，利用海水中的镁作为助凝剂，此时pH值仅需9～10，这样可节省$Ca(OH)_2$。

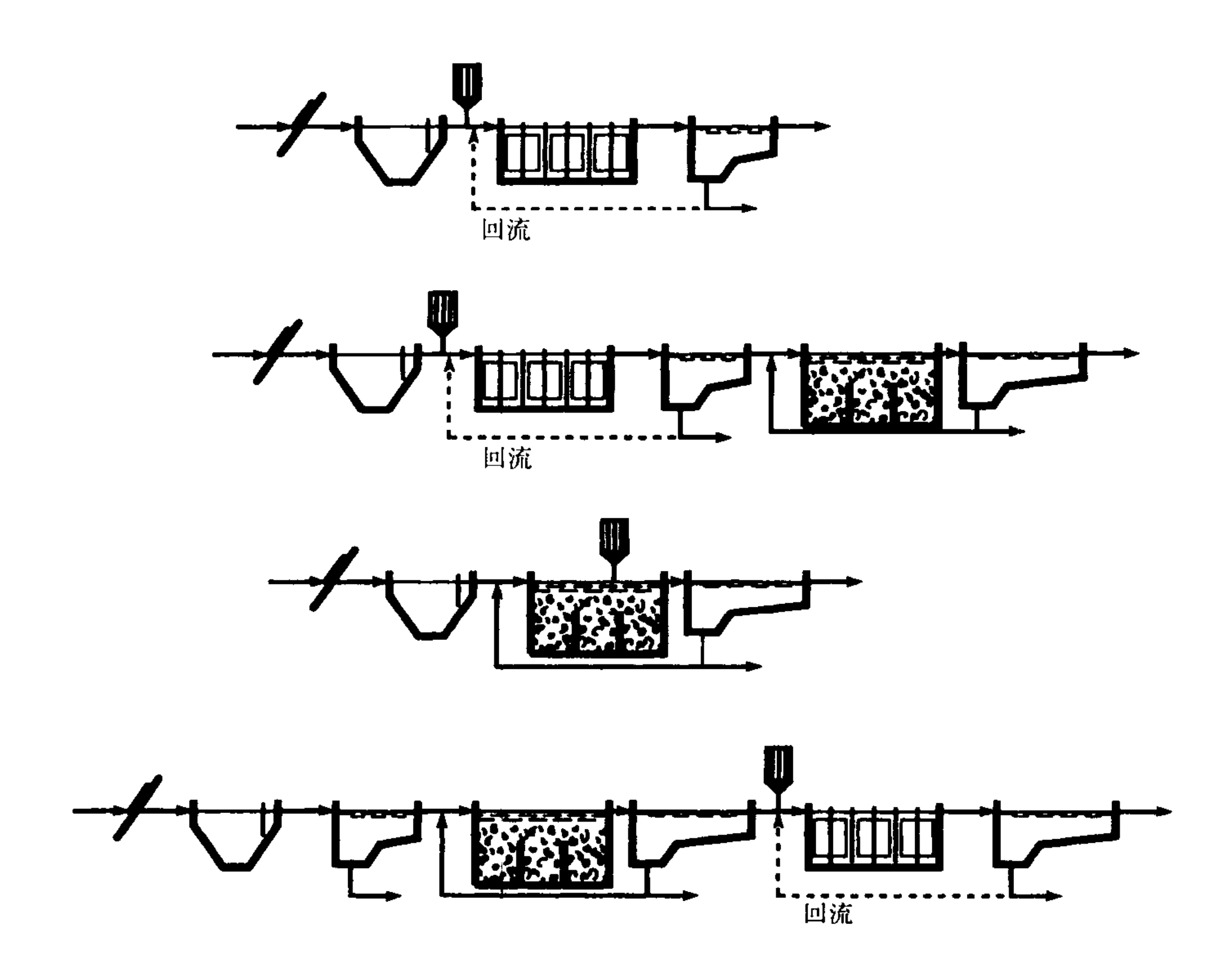


图10.18 协同磷沉淀的污水处理系统布置图

2. 预沉淀

预沉淀作为降低污水生物处理厂过量负荷的一种方法已得到广泛应用。与普通的机械处理去除30%左右相比，预沉淀可以把有机物的去除率提高到50%～70%。

可根据已有的机械处理来实施预沉淀，通常可略去絮凝一步，如果砂滤池可以进行曝气的话可在其中加入絮凝剂。关键问题是污泥产量大为增加，因此需要额外的污泥处理能力。絮凝剂可用铁盐或铝盐，或者是Fe^{2+}+$Ca(OH)_2$。

3. 同时（协同）沉淀

这种除磷处理工艺的应用最为广泛，最常采用的絮凝沉淀剂是硫酸亚铁。从式（10.8）可知，亚铁氧化为3价铁仅需消耗少量的氧，如式（10.3）和式（10.4）所示，沉淀处理还要消耗碱度，因此对软水需加入石灰以增加碱度，絮凝沉淀剂可加到砂滤池或直接加到曝气池。同时沉淀虽然不能直接控制絮凝，但一般情况下活性污泥的絮凝较充分，不会出现问题，若将同时沉淀与预沉淀、后沉淀及最终接触滤池进行组合，也许会更好一些，如下所述。

4. 后沉淀

这类纯化学沉淀工艺一般采用铝盐作絮凝沉淀剂，有机物或颗粒对反应产生的干扰较少，但化学污泥量较大且相对难于脱水。

5. 接触滤池

如果要使出水中的磷浓度特别低，可在接触滤池中对污水进行后处理，见图 10.20。

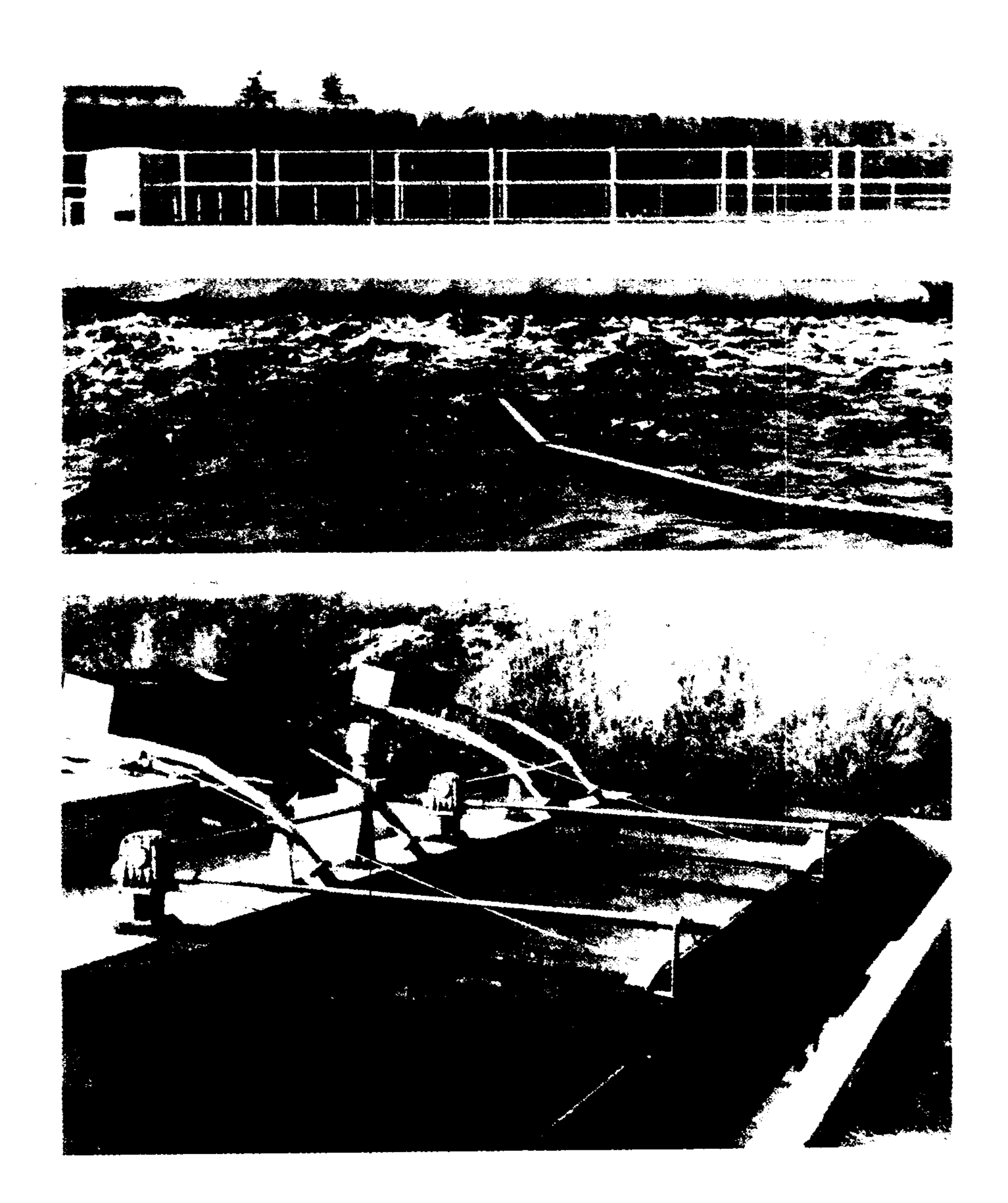


图 10.19 Søholt 同时沉淀污水处理厂（Silkeborg，丹麦）

絮凝剂为 $FeSO_4$，同时沉淀是最普遍的一种除磷方法，通过对电机隔音（在桥的左边），将转轴装在一个混凝土壳内以及在四周加装上边沿以降低噪声、减少气味和气溶胶；下图为 $FeSO_4$ 储存池

原则上讲，接触滤池为快滤池，絮凝剂加到进水中，污水中剩余的溶解磷大部分附着于滤料截留的颗粒上，没被截留的小颗粒则要进一步去除。为防止滤池运行周期太短，可采用双层滤料的滤池，即上层用粗颗粒塑料，下层用砂，由于塑料层具有相对较大的孔隙，所以这种组合式塑料砂滤池比传统砂滤池截留的污泥量要多出许多。

接触滤池中沉淀和絮凝的机理与其他沉淀处理完全一样。通常多用亚铁盐作絮凝剂。

6. 塘处理

这种处理可用于改善处理效果或作为磷沉淀工艺的主体，去除功能取决于塘的大小和加药量。如图10.20所示，该土地塘作为一种较大的二次澄清池，加入化学药剂形成絮体。如果土地塘非常大，那实际上就成了一个藻类塘，这种情况下，可以不必向进水中加药，但另一方面，为了将藻类塘出水中的藻类分离出来，可能有必要另建一化学沉淀池。至于絮凝剂，可采用铁盐或铝盐，化学污泥务必每隔一段（较长）时间就从塘底排除。

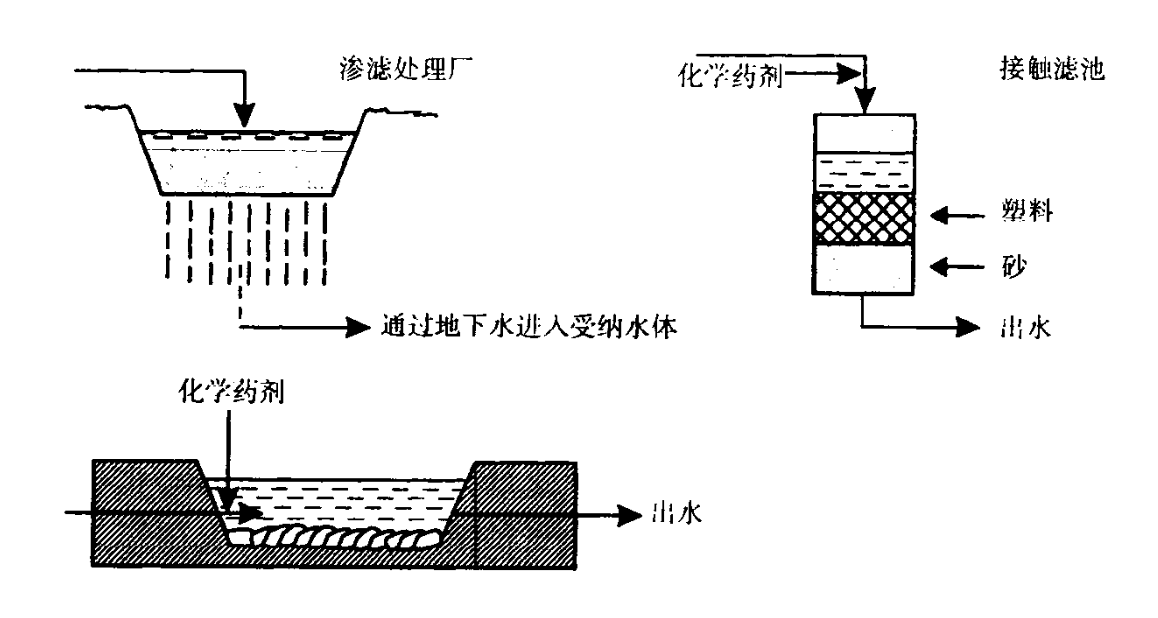


图10.20 为得到低磷浓度而采取的后处理工艺

7. 渗滤处理

这里利用了土壤对磷的吸附能力，这种处理需要预处理，以去除污水中的颗粒及大部分有机物，这类塘通常间歇运行，闲置期为1～2周，闲置期内塘保持干燥，上层地表被氧化，这就防止了由于有机物沉积而生长微生物并造成堵塞。这种处理厂在欧洲南部广泛应用，如图10.21所示。

10.4 除磷处理系统的设计

10.4.1 化学沉淀

可按以下两种方法进行设计：

1）总磷；

2）溶解磷加悬浮性磷。

这两种方法中按总磷进行设计要容易一些，但更不可靠。



图 10.21 Viols-le-Fort（Provence，法国）的渗滤处理场

注意背景中的灌木丛（一种抗干旱能力很强的灌木），古时候这里曾有大片森林，由于无限制的砍伐而遭到破坏

与获得给定出水总磷浓度相关的技术经济过程示例 表 10.2

出水浓度 2～3 g P/m³	生物除磷 协同沉淀，Fe^{2+}或 Al^{3+}，MR= 0.8 预沉淀，Al^{3+}，MR=1
出水浓度 1～2 g P/m³	协同沉淀，Fe^{2+} 或 Al^{3+}，MR=1 预沉淀，Ca^{2+}+Fe^{2+}，pH8～9，MR(Fe)=1 直接沉淀，Ca^{2+}，pH10～11 直接沉淀，Al^{3+}，MR=1.5 后沉淀，Al^{3+}，pH6.5～7.2，MR=1
出水浓度 0.5～1 g P/m³	协同沉淀，Fe^{2+}或 Al^{3+}，MR=1.5 协同沉淀 + 预沉淀或土池塘，Fe^{2+} 或 Al^{3+}，MR=1.5 后沉淀，Al^{3+}，pH5.5～6.5，MR=2 直接沉淀，Ca^{2+}，pH10～11 + 海水 预沉淀，Ca^{2+}+ Fe^{2+}，pH9～10，MR(Fe)=1.5
出水浓度 0.3～0.5 g P/m³	协同沉淀，Fe^{2+}或 Al^{3+}+接触过滤，Fe^{2+}或 Fe^{3+}，两种工艺 MR=2 后沉淀，Al^{3+}，pH5.5～6.5，MR=2，+接触过滤，Fe^{3+}，MR=2

注：MR（摩尔比）表示每摩尔进水总磷所需加入的金属离子的摩尔数。

1. 按总磷进行设计

按总磷设计，即不对溶解性和悬浮性磷单独计算，而是按给定的、所要求的出水总磷浓度进行设计，这种设计方法可很快地确定工艺条件，但不可靠。表 10.2 列出了与给定的出水总磷浓度相关的处理方法、金属离子的投加量以及对 pH 值的要求(如果有的话)。

在有关文献中，我们可找到大量例子说明出水总磷与摩尔比的关系，图 10.22 给出了一些协同沉淀的例子，表 10.3 和表 10.4 给出了双滤料（塑料/砂）接触滤池中采用铁盐和铝盐作为絮凝剂进行除磷的数据。

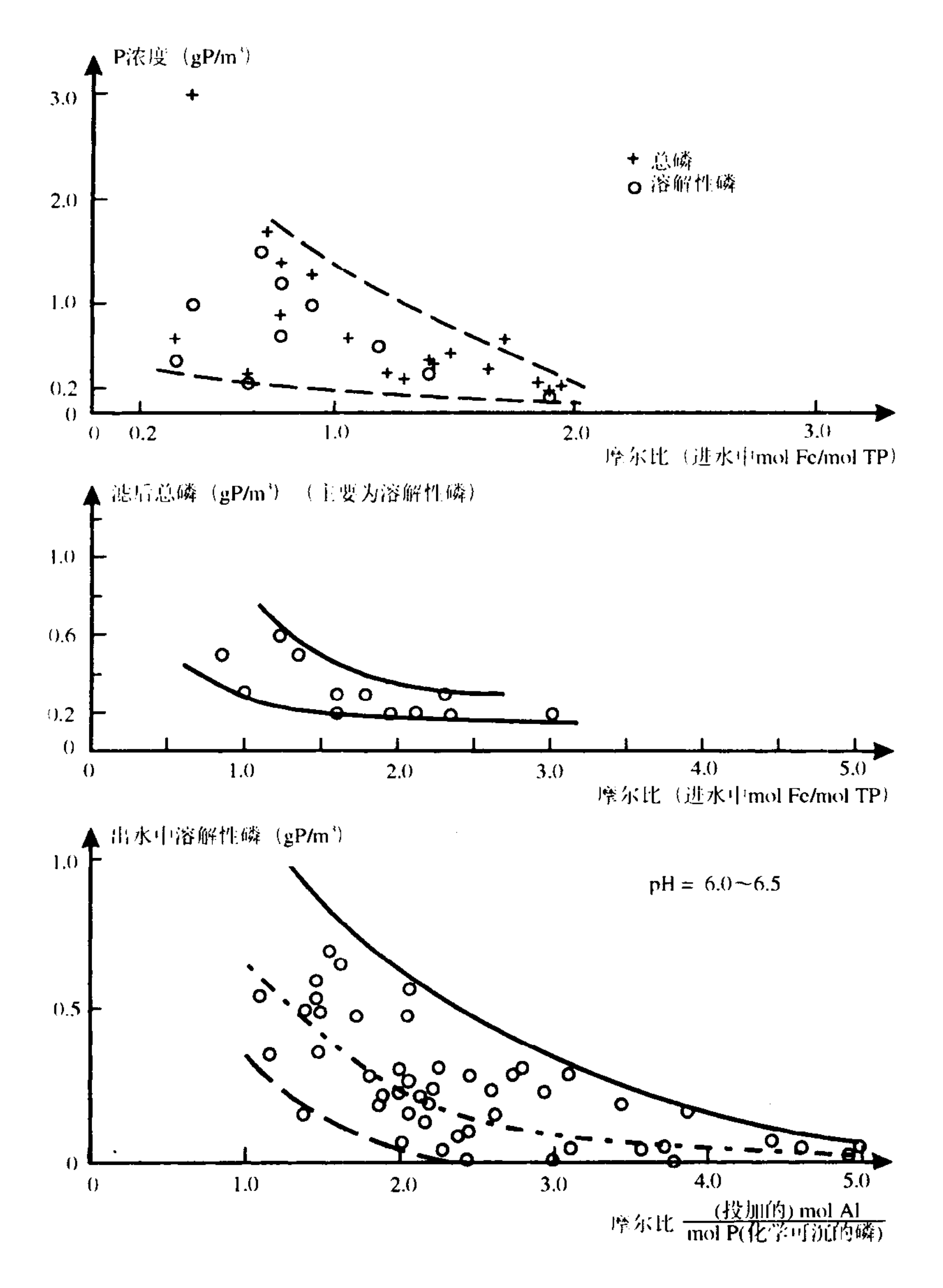


图 10.22 协同沉淀工艺中出水磷浓度与金属/磷摩尔比的关系

A——Haslev 处理厂（丹麦）[10] B——Söholt 处理厂（丹麦）[11] C——美国某处理厂[9]

采用硫酸亚铁进行协同沉淀后经接触滤池去除悬浮物及悬浮性磷的运行结果[1]　　表 10.3

	悬浮固体（g SS/m³）	悬浮性磷（g P/m³）
同时沉淀出水（= 接触滤池进水）	10 ± 3	44 ± 0.18
接触滤池出水	6 ± 3	0.21 ± 0.09

接触滤池采用 Fe^{3+}、Fe^{2+}和 Al^{3+}沉淀除磷（进水为采用 $FeSO_4$ 协同沉淀后的出水）[1]表 10.4

絮凝剂	摩尔比 Me/进水溶解磷	进水		出水①		摩尔去除率
		TP (g P/m³)	PO_4-P (g P/m³)	TP (g P/m³)	PO_4-P (g P/m³)	(Δ mol $P_{溶解}$/mol Me)
Fe^{3+}	8	0.64	0.40	0.31	0.25	0.46
Fe^{3+}	1	0.40	0.29	0.24	0.16	0.40
Fe^{3+}	1.1	1.73	1.22	0.90	0.65	0.42
Fe^{2+}	2	3.87	3.30	1.71	1.55	0.44
Fe^{2+}	1.2	1.09	0.76	0.50	0.33	0.47
Fe^{2+}	5.5	1.37	0.72	0.44	0.22	0.13
Al^{3+}	3	–	1.61	–	1.23	0.79
Al^{3+}	1	–	1.70	–	0.83	0.47
Al^{3+}	1.4	–	1.14	–	0.34	0.50
Al^{3+}	6.9	–	0.22	–	0.05	0.11
Al^{3+}	7.7	0.58	0.27	0.19	0.05	0.11

① 出水中 pH 约为 7。

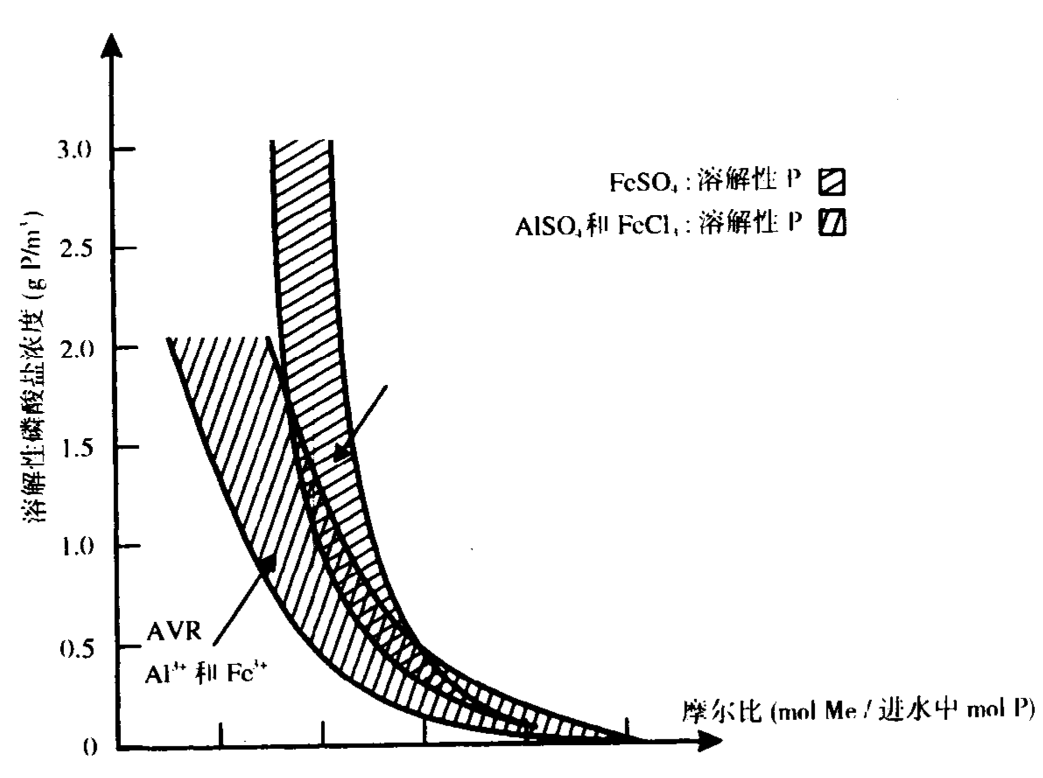


图 10.23　协同沉淀出水溶解磷平均浓度与金属盐投药量（Me/P）的关系

此处不考虑污水 pH 值与 Ca 的变化（有关它们的重要性见图 10.24），氧的饱和度一般为 25%，数据取自 Lundtofte 污水处理厂（丹麦）[1]

2. 按溶解磷加悬浮性磷进行设计

总磷的浓度 C_P 为溶解磷 S_P 与悬浮磷 X_P 的加和。

$$C_P = S_P + X_P \tag{10.18}$$

经过化学沉淀处理后，污水中的溶解磷 S_P 的理论计算仍难以确定（见参考文献[1][13]），另一种方法是采用来自化学沉淀池测定的一些溶解磷的经验数据，磷浓度一般表示为金属/磷的摩尔比的函数，这意味着无法估计 pH、钙和碱度的影响。

图 10.23、图 10.24 和图 10.25 给出了不同沉淀处理中溶解磷与金属投药量、pH 值、钙浓度和碱度关系的一些例子。

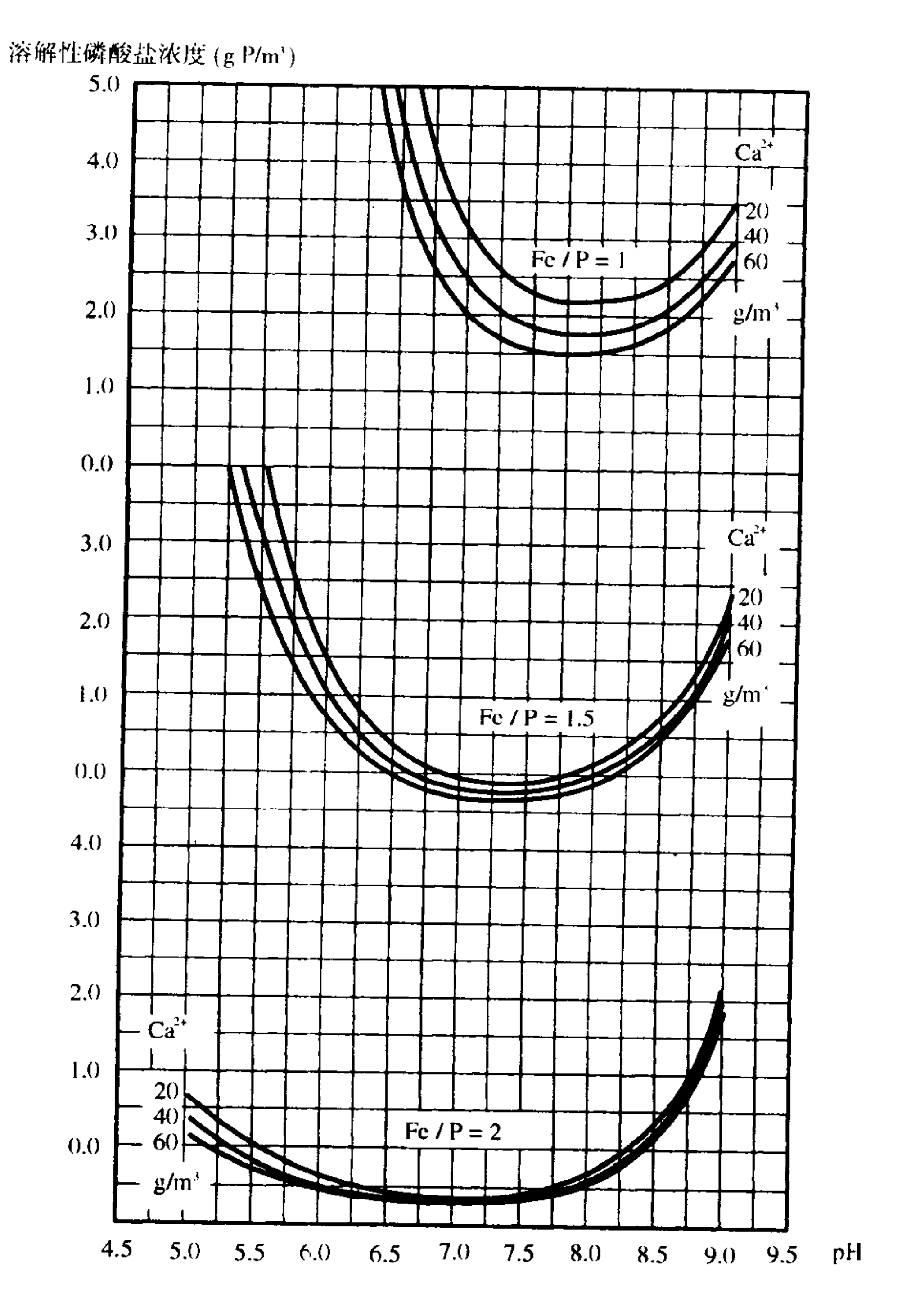


图 10.24 溶解性磷酸盐与 pH 值和钙浓度在不同 Fe/P 摩尔比（1.0、1.5、2.0）下的关系[4]

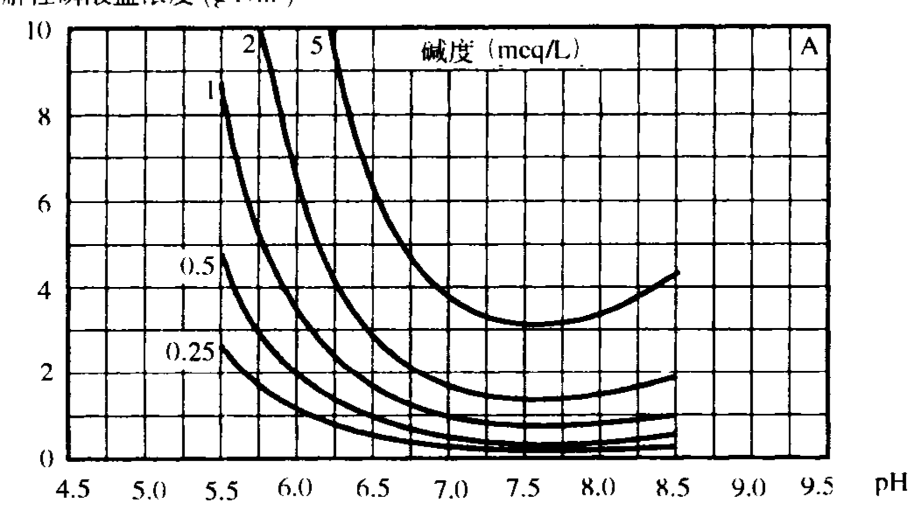
悬浮性磷浓度则取决于絮凝与随后的沉淀效果。絮凝反应根据表 10.5 中的值进行设计。二沉池出水悬浮物（颗粒）的浓度不仅仅取决于絮凝反应，很大程度上还取决于沉淀

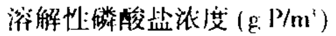
池的设计与悬浮物的特性。据 SS 浓度和 SS 含磷量的经验数据（见表 10.6），可得到出水悬浮性磷浓度 X_P。悬浮固体 SS 的含磷量可按例 10.1 所示的污泥平衡求得。

平均速度梯度 G 和总水力停留时间[6] 表 10.5

絮凝剂	第一池 G (s^{-1})	中间池 G (s^{-1})	最末池 G (s^{-1})
Al^{3+}	40～50	15～25	10
$Ca(OH)_2$	30～40	15～20	10
Fe^{2+} + $Ca(OH)_2$	25～35	10～20	10
Al^{3+}+聚合物	50～70	30～40	10

絮凝剂	总水力停留时间 θ (min)
Al^{3+}	40
$Ca(OH)_2$	20
Fe^{2+} + $Ca(OH)_2$	20
Al^{3+} + 聚合物	30





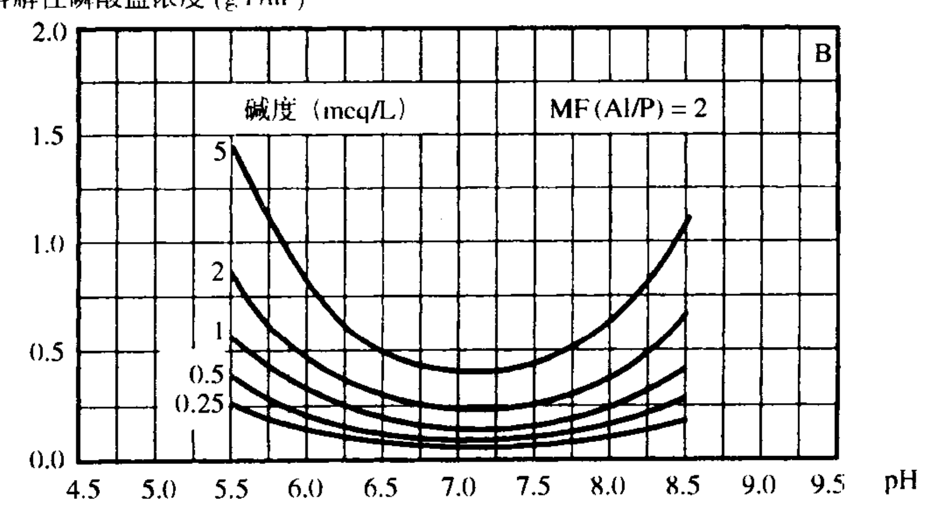


图 10.25 后沉淀处理（絮凝剂为 Al^{3+}）溶解性磷酸盐与 pH、碱度的关系

钙活度= 40 g/m³；A：Al/P 的摩尔比为 1；B：Al/P 的摩尔比为 2；注意曲线 A、B 的纵坐标轴的刻度差别[4]

二沉池出水 SS 浓度及 SS 含磷量的经验数据。 表 10.6

处理方式	SS（g/m^3）	SS 含磷量（%）
预沉淀（初沉池出水）	30～50	2～3
预沉淀（二沉池出水）	10～20	1～2
协同沉淀	10～20	2～4
后沉淀	5～10	10～20
接触滤池	3～8	2～4
协同沉淀接土地塘	5～10	2～4
生物除磷	10～20	2～4

【例 10.6】 协同沉淀去除城市污水（1 200 m^3/d）中的磷，采用 $FeCl_3$ 作絮凝沉淀剂，进水浓度为 13 g P/m^3，出水要求为 1.5 g P/m^3。沉淀处理需多少铁盐？

假定污水厂出水 SS 为 15 g SS/m^3，其中 P 含量为 3%，即出水中悬浮性磷浓度 X_P 为 15 g $SS/m^3 \times 0.03$ g P/g SS = 0.45 g P/m^3。

由式（10.18）可求得出水中允许的溶解磷 S_P：

$$C_P = S_P + X_P \qquad (10.18)$$

$$1.5 = S_P + 0.45$$

$$S_P = 1.05 \text{ g P/m}^3$$

由图 10.23 可知，欲使 S_P=1.05，摩尔比需达到 0.7～1.2 mol Fe^{3+}/mol P。取摩尔比 1.1 mol Fe^{3+}/mol P，有：

mol Fe^{3+}/mol P =1.1

mol Fe^{3+} = 1.1 mol P = 1.1 × (13 g P/m^3)/(31 g P/mol) = 0.46 mol Fe^{3+}/m^3

所需的 $FeCl_3$ 加药量为 0.46 mol = 0.46 mol × 162.5 g/mol = 75 g $FeCl_3$（100%纯）/m^3。

如果药剂中 $FeCl_3$ 含量为 32%，则加药量为 75 g/m^3/0.32 = 234 g/m^3。

10.4.2 土壤对磷的吸附

土壤对磷的吸附容量多以最大能力 $X_{P,a,max}$ 表示，有时附加上土壤水份中某一给定磷浓度（例如 5 g P/m^3）时的容量。

土壤类型不同，吸收磷的能力也大不相同，最大吸附容量变化范围从 20 mg P/kg（砂质土壤）到 500 mg P/kg（粘土）不等。

表 10.7 中给出了美国纽约州的 35 个土壤样品（表层土）的平均数据。同时也给出了该土壤样品 CEC 值，CEC 为阳离子交换容量，表示土壤吸附离子如 NH_4^+、K^+、Ca^{2+}、Fe^{3+}、Al^{3+}的能力。

土壤最大磷吸附量 $X_{P,a,max}$ 和土壤水份中磷含量为 5 g P/m^3 时的磷吸附量 $X_{P,a}$ 表 10.7

深度（cm）	土壤密度（g/cm^3）	$X_{P,a,max}$（mg P/kg）	5 g P/m^3 时 X_P（mg P/kg）	阳离子交换容量（m eqv/100 g）
15	3	457	305	7
70	1.6	429	334	8.8
94	1.7	189	122	6.5

注：来自美国纽约州 35 个表层土壤样品的平均值[14]。

仅考虑土壤中磷的吸附/离子交换作用，不考虑化学吸附/离子交换的磷结合，可对土壤吸附磷的能力作一保守估计。参考文献[8]中给出了一个包括化学吸附作用的磷迁移模型。该模型基于 10.2.4 节提到的土壤中磷吸附的公式，但应该注意到，估算沉淀速度的试验基础是非常模糊的。

【例 10.7】 利用某根系区进行污水处理，该区有土壤 180 m^3，土壤密度 1.7 kg/L。最大吸附能力 $X_{P,a,max}$ 为 110 mg P/kg 土壤。该厂日处理污水量为 10 m^3，污水含磷量为 11 g P/m^3。达到最大磷吸附容量需要多长时间？

假定出水磷含量为 2 g P/m^3，每天磷吸附量为：

$$10\ m^3/d \times (11 - 2)\ g\ P/m^3 = 90\ g\ P/d$$

最大吸附容量为：

$$180\ m^3\ 土壤 \times 1\ 700 kg/m^3\ 土壤 \times 0.110\ g\ P/kg = 33\ 660\ g\ P$$

相当于：

$$33\ 660\ g\ P \times 90\ g\ P/d = 374\ d$$

可以看出如果仅采用磷吸附法，那么该厂只能运行约 1 a，由于采用了沉淀处理，运行时间通常要长得多。

10.5 除磷处理系统的运行

本节仅讨论与化学沉淀有关的运行问题，因为运行经验主要从这类污水处理厂获得。从以下几个方面讨论运行问题：1）安全性问题；2）机械故障及测定问题；3）工艺问题。

1. 安全性问题

由于絮凝剂或为中等酸性盐，如 Fe^{3+}、Fe^{2+}、Al^{3+}，或者为 $Ca(OH)_2/CaO$ 等相对较强的碱类，因此在使用这些化学药品时要注意保护好眼睛和皮肤，在使用熟石灰 $Ca(OH)_2$ 和生石灰 CaO 时，会产生严重的粉尘问题，为防止粉尘污染，应采用封闭式加药系统。

2. 机械故障及测量问题

采用铁盐和铝盐作絮凝剂会产生腐蚀，管道和容器宜采用塑料制品。另外还有堵塞问题，絮凝剂含有不溶性物质，这些物质可能堵塞管道弯头、阀门等。除此之外，不溶性物质对泵有磨损作用，例如硫酸铝中含有的氧化铝就是良好的研磨剂。

化学沉淀系统中，pH 值的测量对工艺过程的监测和控制非常重要，pH 电极的污染可能会导致错误的测量结果并因此而产生投药量的错误。测量电导率、浊度、溶解氧等项时也有同样的问题。

3. 工艺问题

这里所理解的工艺问题与对磷的出水要求相关，在这一方面，重要的是，区分溶解磷和悬浮性磷，因为对这两部分磷所采取的措施是不同的。

对于采用铁盐（通常是 Fe^{2+}）作絮凝剂的协同沉淀，有两种原因可导致运行问题，即生物化学反应器中缺乏对氧的控制和曝气产生的过度紊流。

由于有机负荷过高，协同沉淀中会出现厌氧环境，其结果是 Fe^{3+}还原为 Fe^{2+}，从而导致磷随水中钙离子浓度的不同而发生不同程度的溶解。pH 值在 7 左右和小于 7 时这种溶解尤其显著。

通过降低有机物的供给量或增加曝气能力可以重新创造好氧环境，曝气能力可通过增加活性污泥法污水处理厂中的鼓风量得到提高，但这可能导致另外的问题，增加水流的扰动，破坏生物化学絮体，从而引起出水悬浮性磷浓度的升高。从表 10.5 和图 10.17 可以看出，最佳絮凝发生在平均速度梯度 G 为 10～50 s^{-1} 时，但在活性污泥法处理厂曝气池中 G 值可为 100～200 s^{-1}，换言之，远高于最佳值，因此应在尽可能小的扰动下提供必要的所需氧量，例如采用微孔曝气取代大气泡曝气。

当采用 Fe^{2+} 进行同时沉淀时，最后要提到的是，对中等负荷污水处理厂，即 $B_X = 0.2$～0.4 kg BOD_5/(kg SS·d)，由于某些种属微生物（放线菌）的大量生长，在曝气池内会产生大量泡沫。而对低负荷污水处理厂则不存在此类问题[12]。

采用 Al^{3+} 时，不会产生厌氧环境下磷的溶解问题。

最后应提到的是，协同沉淀工艺中，当加药量较低，即摩尔比约为 1 时，对 pH 值的控制非常重要。

对于采用铁盐和铝盐作絮凝剂的后沉淀和接触过滤，最大的工艺问题是在加药量相对较低时，水中碱度对工艺过程影响较大。为得到较低的出水磷浓度需降低碱度，因此必须加入酸，例如可以加入硫酸或者盐酸，更多的药剂（其本身即为酸性），或者通过在生物处理中进行硝化反应以去除碱度。

另外一种降低磷浓度的方法是将后沉淀池的化学污泥回流至生物处理池，利用后沉淀池污泥对协同沉淀池中相对较高浓度的磷（与后沉淀相比）具有吸附能力这一特点，将协同沉淀与后沉淀处理进行组合。

后沉淀对于悬浮性磷的去除也可能出现问题，可能因为运行不是在最佳 G 值下进行，除了优化紊流条件外，也可以加入有机高分子聚合物，以增强絮体的机械强度（见图 10.17）。此外，二沉池的化学污泥可回流至絮凝池（参见图 10.18），以增加絮体在水中的体积比 Φ。

参考文献

[1] Arvin, E., Petersen, G. and J. Skårup (1981): Fosforfjernelse fra byspildevand med jern-og aluminiumsalte. (Phosphorus removal from municipal wastewater with iron and aluminium salts). Volume 1. Teoretisk baggrund og forsøgsresultater (Theoretical background and experimental results). Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark (Rep. 80-67).

[2] Harremoës, P. et al. (1989): Teoretisk vandhygiejne. (Water Chemistry). 3rd ed. Polyteknisk Forlag, Lyngby, Denmark.

[3] Legeros, R.Z. (1981): Apatites in Biological Systems. Prog. Crystal Growth Charact., 4, 1-45.

[4] Rich, G.L. (1963): Unit processes of sanitary engineering. John Wiley & Sons, New York, N.Y.

[5] Boliden (1970): AVR Flockning. (AVR Flocculation). Boliden AB, Helsingborg, Sweden.

[6] Ødegaard, H. (1979): Orthokinetic flocculation of phosphate precipitates in a multicompartment reactor with non-ideal flow. Prog. Wat. Tech., 10, (Suppl.1), 61-88.

[7] Eikum, A.S., Ofte, J. and P. Balmér (1979): Kjemisk felling ay kommunalt avløpsvann. PRA

prosjektkomiteen for rensning ay avlopsvann. (Chemical precipitation of municipal effluent. The PRA project committee for the treatment of effluent). Norsk Institute for Vannforskning, Oslo. (PRA User report PRA 24).

[8] Enfield, C.G. (1982): Modelling phosphorus sorption and movement in soils in relation to septic tank leach fields. I: Eikum, A.S. and R.W. Seabloom, (ed.): Alternative wastewater treatment. Low-cost small systems, research and development. Proceedings of the Conference held in Oslo, September, 1981, pp 153 - 168. D. Reidel Publ. Co., Dordrecht.

[9] EPA (1976): Process design manual for phosphorus removal. U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. (EPA 625/1-76-001a).

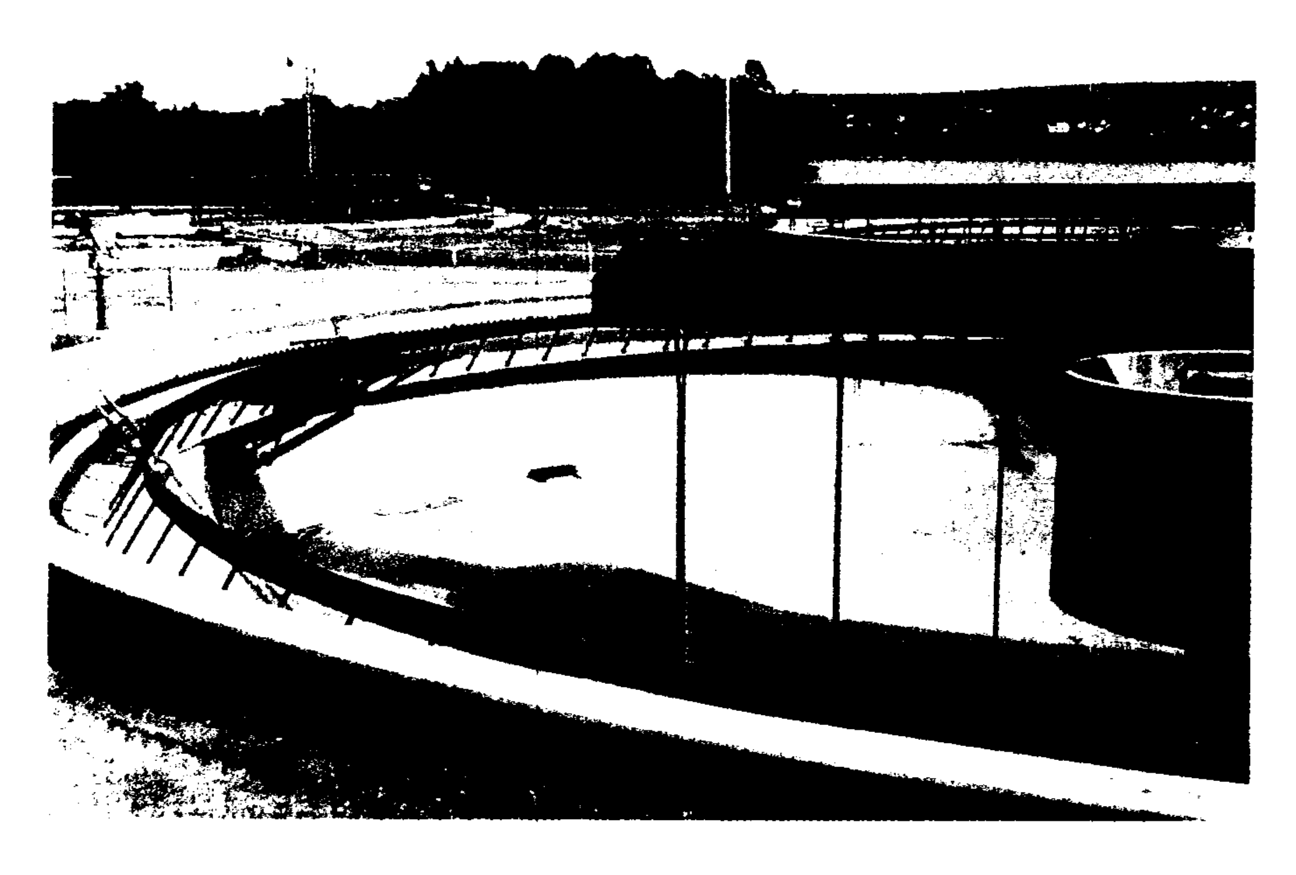
[10] Thorsen, E., Lynggaard-Jensen, A. and P.E. Sørensen, (1981): Simultanfældning og filtrering. (Simultaneous precipitation and filtration). Delrapport 1: Undersøgelser af langtidslufter med simultanfældning og kvælstoffjernelse samt tomedia-filtrering. (Subreport 1: Examination of extended aeration with simultaneous precipitation and nitrogen removal and two media filtration). (Søholt treatment plant). The Water Quality Institute, ATV.

[11] Anderson, L.G. and P.E. Sørensen (1981): Simultanfældning og filtrering. (Simultaneous precipitation and filtration). Delrapport 2. Undersøgelse af langtidsluftere med simultanfældning. (Subreport 2: Examination of extended aeration with simultaneous precipitation). Hasley treatment plant and Slagslunde treatment plant. The Water Quality Institute, ATV.

[12] Anderson, L.G. and P.E. Sørensen (1981): Simultanfældning og filtrering. (Simultaneous precipitation and filtration). Delrapport 3: Unders¢gelse af simultanfældning i normalt belastet aktiv-slamanlæg (fors ¢gsanlæg i Valby). (Subreport 3: Examination of simultaneous precipitation in a normally loaded activated sludge plant (test plant in Valby). The Water Quality Institute, ATV.

[13] Arvin. E. (1978): Biological-chemical phosphorus removal. Laboratory and pilotscale experiments. Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark (Rep. 78-1).

[14] Tofflemire, T.J., Arnold, R. and M. Chen (1978): Phosphate adsorption capacity and cation exchange capacity of 35 common soil series in New York. I: State of knowledge in land treatment of Wastewater, International Symposium, New Hampshire, vol. 2, pp. 89-96. U.S. Army Crops of Engineers, Cold Regions Research and Engineering Laboratory, Hannover, N.H.



Stacao de tratamento de esgoto Norte 的二沉池（Brasilia，巴西）

采用硫酸铝、絮凝、气浮与化学沉淀之前的最后处理



利用藻类/鱼塘也可除磷

图中靠左面的建筑是一个地板上开槽的猪舍（AIT，泰国），这些替代方法特别适用于发展中国家的污水处理，但近年来发达国家对于利用植物根系进行污水处理的兴趣正在增加，例如那些用于污水处理的植物和水生植物

1

符号表

符号	注释	量纲	单位示例	页码
A	面积	L^2	ha, m^2	
$A*$	滤池载体的总表面积	L^2	m^2	
AUR	氨的吸收速率	$M_N M_X^{-1} T^{-1}$	g N/(kg VSS·h)	
b	衰减常数	T^{-1}	d^{-1}	41
B	兰米氏等温式常数	-	-	224
b_A	硝化菌（自养菌）衰减常数	T^{-1}	d^{-1}	133
b_H	异养菌衰减常数	T^{-1}	d^{-1}	92
B_A	表面负荷	$M L^{-2} T^{-1}$	kg BOD(S)/(m^2·d)	118
B_V	容积负荷	$M L^{-3} T^{-1}$	kg BOD(S)/(m^3·d)	80
$B_{V,BOD}$	BOD 容积负荷	$M L^{-3} T^{-1}$	kg BOD/(m^3·d)	90
$B_{V,COD}$	COD 容积负荷	$M L^{-3} T^{-1}$	kg COD/(m^3·d)	199
B_X	污泥负荷	$M M^{-1} T^{-1}$	kg BOD(S)/(kg SS(B)·d)	81
$B_{X,BOD}$	BOD 污泥负荷	$M M^{-1} T^{-1}$	kg BOD/(kg VSS·d)	91
$B_{X,COD}$	COD 污泥负荷	$M M^{-1} T^{-1}$	kg COD/(kg VSS·d)	91
BOD_5	5 日生化需氧量	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	13
BOD_7	7 日生化需氧量	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	7
BOD_∞	最终生化需氧量	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	22
C	总浓度（溶解+悬浮）	$M L^{-3}$	g/m^3	30
C_I	抑制物浓度	$M L^{-3}$	g/m^3	47
C_P	磷浓度	$M L^{-3}$	g P/m^3	
C_{TN}	总氮	$M L^{-3}$	g N/m^3	29
C_{TP}	总磷	$M L^{-3}$	g P/m^3	29
C/N	反硝化过程的碳/氮比	$M_C M_N^{-1}$	kg COD/kg TN	171
$(C/N)_{optimum}$	反硝化的最佳 C/N 比	$M_C M_N^{-1}$	kg COD/kg TN	172
$(C/N)_{practice}$	给定反硝化过程所需 C/N 比	$M_C M_N^{-1}$	kg COD/kg TN	172
COD	化学需氧量（总铬酸钾法）	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	13
COD_P	化学需氧量（过锰酸钾法）	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	13
COD(B)	按 COD 计的生物量或污泥量	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	39
COD(S)	按 COD 测定的（溶解性）基质	$M L^{-3}$	g O_2/m^3	39
D	扩散系数	$L^{-2} T^{-1}$	cm^2/s	102
D_{BOD}	生物膜中 BOD 扩散系数	$L^{-2} T^{-1}$	cm^2/s	

符号	注释	量纲	单位示例	页码
D_H	水解度	-	-	125
D_{O2}	氧的扩散系数（生物膜内）	$L^{-2}T^{-1}$	cm^2/s	108
d_p	颗粒直径	L	mm, mm	221
D_{COD}	生物膜内有机物的扩散系数	$L^{-2}T^{-1}$	cm^2/s	160
E	处理效率	-	-	80
f	絮体	-	-	
f(pH)	受 pH 影响的生长动力学	变量	变量	45
f(S)	零级、一级生长动力学或 Monod 动力学	变量	变量	
$f(S_{O2})$	氧的生长动力学	变量	变量	45
f(T)	受温度影响的生长动力学	变量	变量	45
$f_{C/N}$	反硝化的效率因子	-	-	172
$f_{d,max}$	最高月份日变化系数（入渗）	-	-	9
$f_{h,max}$	最大时变化系数	-	-	6
$f_{h,min}$	最小时变化系数	-	-	6
F_{ESP}	剩余污泥产量	$M\ T^{-1}$	kg SS(B)/d, kgVSS/d, kg COD/d	82
F_{O2}	耗氧量	$M\ T^{-1}$	kg O_2/d	172
$F_{O2,V}$	耗氧量	$M\ L^{-3}$	kg O_2/m^3	
$F_{S,SI}$	溶解性物质中的惰性物质组分	$M_IM_{SI}^{-1}$	kg COD/kg COD	
$f_{s,max}$	最高月最高秒的（入渗）系数	-	-	9
$f_{SI,N}$	溶解性惰性物质中氮的组分	$M_NM_{SI}^{-1}$	kg TN/kg COD	29
F_{SP}	污泥产量	$M\ T^{-1}$	kg SS(B)/d, kg VSS/d, kg COD/d	81
$f_{SP,V}$	污泥体积产率	$M\ L^{-3}$	kg $SS(B)/m^3$	
$f_{X,N}$	悬浮固体中氮的比值	$M_NM_X^{-1}$	kg TN/kg COD	179
$f_{X,P}$	悬浮固体中磷的比值	$M_PM_X^{-1}$	kg TP/kg COD	194
$f_{X,XI}$	悬浮固体中惰性有机物比值	$M_{XI}M_X^{-1}$	kg COD/kg COD	141
$f_{XB,XI}$	生物体中惰性有机物比值	$M_{XI}M_{XB}^{-1}$	kg COD/kg COD	159
$f_{XS,N}$	X_S 中氮的比值	$M_NM^{-1}{}_{XS}$	kg TN/kg COD	29
$f_{XB,N}$	生物体中氮的比值	$M_NM_{XB}^{-1}$	kg TN/kg COD	132
$f_{XI,N}$	悬浮惰性物质中氮的比值	$M_NM_X^{-1}$	kg TN/kg COD	29
FG	絮凝度	-	-	227
G	平均速度梯度	T^{-1}	s^{-1}	226
DG°(w)	25℃, pH=7, 活度=1 时的 Gibbs 自由能	$ML^{-2}T^{-2}$ $e\text{-}eqv^{-1}$	kj/e-eqv	
h	传递系数	$L\ T^{-1}$	m/d	104

符号	注释	量纲	单位示例	页码
I	pH 的 Monod 常数	-	-	46
K_B	磷酸铁、磷酸铝或磷酸钙沉淀的絮体解离系数	不定(通常为 T)	不定(通常为 s)	227
K_B'	絮体解离系数	不定(通常为 $T L^{-3}$)	(絮体上脱落的原生粒子数 s)/m^3 絮体	227
k_E	水解常数			125
K_{fr}	弗罗因德利等温线常数	不定	不定	230
k_h	水解常数（一级动力学）	T^{-1}	d^{-1}	40
k_{HAc}	生物除磷过程的乙酸常数	$M M^{-1}T^{-1}$	kg COD/(kg COD(B)·d)	64
k_P	乙酸盐吸收常数	$M L^{-3}T^{-1}$	kg COD/(m^3·d)	189
k_{hx}	水解常数（饱和动力学）	$M M^{-1}d^{-1}$	kg COD(S)/(kg COD(B))·d)	40
K_I	抑制常数, 乙酸、甲烷步骤	$M L^{-3}$	kg COD/m^3	109
K_1	兰米尔等温线常数	$M^{-1}L^{-3}$	m^3/g	230
K_{pH}	pH 常数	-	-	46
K_S	基质饱和常数	$M L^{-3}$	g/m^3, g COD(S)/m^3	45
$K_{S,COD}$	基质饱和常数	$M L^{-3}$	g COD/m^3	
K_S'	有抑制的饱和常数	$M L^{-3}$	g/m^3	47
$K_{S,HAc}$	乙酸吸收的饱和常数	$M L^{-3}$	kg HAc/m^3	65
$K_{S,I}$	抑制常数	$M L^{-3}$	g/m^3	47
$K_{S,M}$	产甲烷生物量（污泥）的 Monod 动力学饱和常数	$M L^{-3}$	kg/m^3	71
$K_{S,NH4}$	氮（铵盐）的饱和常数	ML^{-3}	g NH_4^+-N/m^3	47
$K_{S,NH4,A}$	硝化过程（A）铵盐（NH^+_4）的饱和常数（K_S）	ML^{-3}	g NH_4^+-N/m^3	51
$K_{S,NO2,A}$	硝化过程（A）亚硝酸盐（NO_2）的饱和常数	ML^{-3}	g NO_2^--N/m^3	51
$K_{S,NO3}$	硝酸盐的饱和常数	ML^{-3}	g NO_3^--N/m^3	59
$K_{S,O2}$	氧的饱和常数	ML^{-3}	g O_2/m^3	46
$K_{S,O2,A}$	自养菌（A）的氧（O_2）饱和常数（K_S）	ML^{-3}	g O_2/m^3	135
$K_{S,O2(NO3)}$	反硝化过程氧的饱和常数	ML^{-3}	g O_2/m^3	61
$K_{S,PO4}$	磷酸盐的饱和常数	ML^{-3}	g P/m^3	47
$K_{S,S}$	厌氧产酸过程的 Monod 动力学饱和常数	ML^{-3}	g COD_2/m^3	69
K_T	絮凝系数	$L^{-3}L_f^{-3}$	m^3 水/m^3 絮体	226
K_X	水解饱和常数（饱和动力学）	$M M^{-1}$	kg COD(S)/ kg COD(B)	40
k_{0Vf}	生物膜的零级速率常数	$M L^{-3}T^{-1}$	kg COD/(m^3 生物膜·d)	99

符号	注释	量纲	单位示例	页码
$k_{0Vf,M}$	生物膜厌氧产甲烷过程零级速率常数	$M\ L^{-3}T^{-1}$	kg COD/(m^3 生物膜·d)	200
k_{0A}	零级单位面积速率常数	$M\ L^{-2}T^{-1}$	kg COD/(m^2 生物膜·d)	100
$k_{1/2A}$	半级单位面积速率常数	$M^{1/2}L^{-1/2}T^{-1/2}$	$g^{1/2}m^{-1/2}h^{-1}$	100
$k_{1/2A,NH4}$	铵盐的单位面积半级速率常数	$M^{1/2}L^{-1/2}T^{-1/2}d^{-1}$	$(gNH^+_4\text{-}N)^{1/2}m^{-1/2}$	136
$k_{1/2A,NO3}$	硝酸盐的单位面积半级速率常数	$M^{1/2}L^{-1/2}T^{-1/2}d^{-1}$	$(gNO^-_3\text{-}N)^{1/2}m^{-1/2}$	160
$k_{1/2A,O2}$	氧的单位面积半级速率常数	$M^{1/2}L^{-1/2}T^{-1/2}$	$(g\ O_2)^{1/2}m^{-1/2}d^{-1}$	
$k_{1/2V,NO3}$	硝酸盐单位体积半级速率常数	$M^{1/2}L^{-3/2}T^{-1}$	$g^{1/2}m^{-3/2}h^{-1}$	162
k_1	一级速率常数	T^{-1}	h^{-1}, d^{-1}	
k_{1Vf}	生物膜的一级速率常数	T^{-1}	h^{-1}, d^{-1}	97
k_{1A}	单位面积一级速率常数	$T^{-1}L^{-2}$	h_{-1}, m^{-2}	98
l	升	L^3	L	
L	生物膜厚度	L	mm, μ	97
m	米	L	m	
M_N	氮量	M_N	kg TN	179
$M_{P,p}$	单个主粒子中磷的含量	M	g P/主粒子	227
M_X	污泥量	M_X	kg SS(B), kg COD, kg COD(B)	81
$M_{X,aerobic}$	好氧污泥量	M_X	kg SS(B), kg COD, kg COD(B)	
MR	摩尔比（磷沉淀）	$mol\ mol^{-1}$	mol 沉淀物/mol P	236
MW_{biom}	生物体或污泥的摩尔重量（通常定为 113 g/mol）	$M_X\ mol^{-1}$	mol^{-1} g/mol	43
MW_{org}	有机物（未规定）的摩尔重量（通常定为 393 g/mol）	$M\ mol^{-1}$	g/mol	43
n	絮凝池池数	-	-	227
N	（人）数	-	-	5
N	通过横截面的迁移	$ML^{-2}T^{-1}$	g/(m^2·d)	98
n_f	每立方米水中的絮体数	L^{-3}	絮体数/m^3 水	226
n_{fr}	弗罗因德利吸附等温线常数	-	-	230
n_P	每立方米水中的主粒子数	L^3	主粒子数/m^3 水	226
OUR	耗氧速率	$M_{O2}M_X^{-1}T^{-1}$	g O_2/(kgVSS·h)	
P	絮凝反应式中的功率	-	-	227
P	主粒子	-	-	
PE	人口当量（0.2 m^3/d, 60 g BOD/d）	L^3T^{-1} 或 MT^{-1}	m^3/d 或 g/d	10

符号	注释	量纲	单位示例	页码
PE_{BOD}	BOD 的人口当量（= 60 g BOD/d）	MT^{-1}	g BOD/d	10
$PE_{水}$	水量的人口当量（= 0.2 m^3/d）	L^3T^{-1}	m^3/d	10
pK_A	酸解离常数的负对数	-	-	68
Q	水的容积流量	L^3T^{-1}	m^3/h, L/s	75
$Q_{d,AV}$	污水平均日流量	L^3T^{-1}	m^3/d	1
$Q_{d,AV,MAX}$	年内入渗量最高的月份里平均每天的入渗量	L^3T^{-1}	m^3/d	9
$Q_{d,max}$	最大日入渗水量	L^3T^{-1}	m^3/d	
$Q_{h,av}$	平均时流量	L^3T^{-1}	m^3/h	1
$Q_{h,max}$	污水最大平均时流量（家庭+工业）或年内最高月份里平均每小时入渗量	L^3T^{-1}	m^3/h	1
$Q_{h,min}$	一年的数天期间内污水最小平均时流量	L^3T^{-1}	m^3/h	6
$Q_{s,A}$	入渗期内单位面积每秒平均入渗水量	L^3T^{-1}	L/(ha·s), m^3/(ha·s)	9
$Q_{s,av}$	全年平均时污水平均秒流量	L^3T^{-1}	m^3/s	7
$Q_{s,max}$	年入渗最高月或平均最高秒流量（家庭+工业）时，平均秒水量（m^3/s）	L^3T^{-1}	m^3/s	6
Q_{year}	年水量	L^3T^{-1}	m^3/s	6
$Q_{year,pers}$	每人每年污水量	L^3T^{-1}	m^3/(人·年)	4
R	回流比	-	-	80
$r_{A,M}$	甲烷单位面积去除率	$M L^{-2}T^{-1}$	g CH_4/(m^2·h)	200
$r_{A,NH4}$	氨的单位面积去除率	$M L^{-2}T^{-1}$	g NH_4^+	135
$r_{A,NO3}$	硝酸盐单位面积去除率	$M L^{-2}T^{-1}$	g NO_3^--N/(m^2·d)	160
$r_{A,S}$	单位面积去除率	$M L^{-2}T^{-1}$	kg BOD/(m^2·d)	109
r_f	絮体半径	L	mm	226
r_V	容积反应速率	$M L^{-3}T^{-1}$	kg BOD/(m^3·d), kg COD/(m^3·h)	76
$r_{V,CH4}$	甲烷产率	$M L^{-3}T^{-1}$	g CH_4/(m^3·h)	210
$r_{V,f}$	絮体形成速率	$L^{-3}T^{-1}$	形成絮体的主粒子数/(m^3水·s)	226
$r_{V,HAc}$	乙酸吸收速率	$M L^{-3}T^{-1}$	kg HAc/(m^3·d)	64
$r_{V,ki}$	k 相中单位体积内物质的去除率	$M_i L^{-3}T^{-1}$	g/(m^3·h)	128

符号	注释	量纲	单位示例	页码
$r_{V,O2}$	单位体积内的需氧量	$M\ L^{-3}T^{-1}$	$g\ O_2/(m^3 \cdot h)$	25
$r_{V,p}$	主粒子数形成的容积速率	$L^{-3}T^{-1}$	絮体脱落的主粒子数/(m³水·s)	226
$r_{V,PO4}$	磷酸盐吸收速率	$M\ L^{-3}T^{-1}$	$kg\ P/(m^3 \cdot d)$	64
$r_{V,S}$	（溶解性）基质的去除速率	$M\ L^{-3}T^{-1}$	$kg\ COD(S)/(m^3 \cdot d)$	39
$r_{V,XB}$	生物体或污泥的单位体积去除速率	$M\ L^{-3}T^{-1}$	$kg\ COD/(m^3 \cdot d)$, $kg\ VSS/(m^3 \cdot d)$	39
$r_{V,XS}$	颗粒状基质（X_S）的去除速率，如水解	$M_S M_X^{-1} T^{-1}$	$kg/(m^3 \cdot d)$	40
r_{Vf}	生物膜的容积反应速率	$M\ L^{-3}T^{-1}$	$kg/(m^3 \cdot d)$	96
r_{XS}	单位生物体或污泥量的去除速率	$M_S M_X^{-1} T^{-1}$	$kg\ COD(S)/(kg\ COD(X) \cdot d)$	
$r_{X,S(NO3)}$	单位生物体或污泥量的硝酸盐去除速率	$M_{NO3} M_X^{-1} T^{-1}$	$g\ NO_3^-/(kg\ VSS \cdot h)$	61
$r_{X,X}$	单位污泥量的污泥去除速率	$M_X M_X^{-1} T^{-1}$	$kg\ SS/(kg\ SS \cdot d)$, $kg\ COD/(kg\ COD \cdot d)$	
s	秒	-	s	
s	分散	-	-	
s_{Vf}	生物膜内溶解物的无量纲浓度	-	-	97
s_g	无量纲界面浓度	-	-	21
S	溶解性物质浓度（基质浓度）	$M\ L^{-3}$	kg/m^3, $kg\ BOD(S)/m^3$, $kg\ COD/m^3$	21
S_D	可扩散物质	$M\ L^{-3}$	g/m^3	125
S_E	酶的浓度	$M\ L^{-3}$	g/m^3	125
S_{Vf}	生物膜内溶解物浓度	$M\ L^{-3}$	kg/m^3, $g\ N/m^3$	21
S_g	界面浓度	$M\ L^{-3}$	g/m^3	104
S_{HAc}	极易生物降解溶解性有机物	$M\ L^{-3}$	$kg\ COD(S)/m^3$	64
S_I	可溶性生物惰性有机物	$M\ L^{-3}$	$kg\ COD(S)/m^3$	24
$S_{S,N}$	可降解的溶解性有机氮	$M_N L^{-3}$	$g\ org.N/m^3$	159
$S_{I,N}$	可溶性惰性有机氮	$M_N L^{-3}$	$g\ N/m^3$	29
S_{NH4}	铵盐和氨氮浓度	$M_N L^{-3}$	$g\ N/m^3$	29
S_{NOX}	亚硝酸盐和硝酸盐氮的浓度	$M_N L^{-3}$	$g\ N/m^3$	29
S_{NO3}	硝酸盐氮的浓度	$M_N L^{-3}$	$g\ NO_3^-\text{-}N/m^3$	59
$S_{org,P}$	溶解性有机磷	$M\ L^{-3}$	$g\ P/m^3$	29
S_{O2}	氧的浓度	$M\ L^{-3}$	$g\ O_2/m^3$	45
$S_{O2,2}$	反应器中氧的浓度	$M\ L^{-3}$	$g\ O_2/m^3$	84
S_{PO4}	溶解性无机正磷	$M\ L^{-3}$	$g\ PO_4\text{-}P/m^3$	29

符号	注释	量纲	单位示例	页码
$S_{p\text{-}P}$	溶解性无机聚磷酸盐	M L^{-3}	g P/m^3	29
S_S	极易生物降解的溶解性有机物	M L^{-3}	kg COD(S)/m^3	24
S_2	反应器中基质的浓度	M L^{-3}	kg BOD(S)/m^3, g COD/m^3	
SDI	污泥密度指数	M L^{-3}	g/L, kg/m^3	30
SVI	污泥容积指数	M L^{-3}	mL/g SS	30
SS	悬浮固体（干固体）	M	kg SS	
SS(B)	按悬浮固体 SS 测定的生物体或污泥量	M	kg SS	
t	时间	T	h, d	
t	吨	M	t	
T	温度	-	℃	
$t_{d,year}$	日变化系数	T T^{-1}	d/y	10
$t_{h,d}$	时间转换因素	T T^{-1}	h/d	
TAL	碱度	eqv L^{-3}	eqv/m^3	14
TOC	总有机碳	M L^{-3}	g O_2/m^3	15
TOD	总需氧量	M L^{-3}	g O_2/m^3	21
u	界面速度	L T^{-1}	mm/d	129
V	容积	L^3	m^3, L	
V_{TOT}	总的容积	L^3	m^3	87
VS	挥发性固体	M	kg VS	
VSS	挥发性悬浮固体	M	kg VSS	12
W	效应	M L^{-2}T^{-3}	w 或 kg·m^2/s^3	226
X	悬浮固体浓度	M L^{-3}	kg/m^3	21
X	平均值	-	-	
X_B	生物体或污泥浓度	M L^{-3}	kg SS(B)/m^3, kg VSS/m^3, kg COD(B)/m^3	39
$X_{B,A}$	自养（硝化）菌或污泥的浓度	M L^{-3}	kg COD(B)/m^3	80
$X_{B,H}$	异养菌或污泥的浓度	M L^{-3}	kg COD(B)/m^3	80
$X_{B,M}$	产甲烷菌的浓度	M L^{-3}	kg SS(B)/m^3	69
$X_{B,S}$	产酸菌的生物量	M L^{-3}	kg SS(B)/m^3	69
$X_{B,PAO}$	聚磷菌的浓度	M L^{-3}	kg SS(B)/m^3	64
X_{COD}	按 COD 测定的污泥浓度（生物体浓度）	M L^{-3}	kg COD(B)/m^3	
X_I	悬浮性生物惰性有机物	M L^{-3}	kg COD(S)/m^3	24
$X_{I,N}$	悬浮性惰性氮	M_NL^{-3}	kg N/m^3	29
$X_{org,P}$	悬浮性有机磷	M_PL^{-3}	kg P/m^3	29
X_{PHA}	聚 β 羟丁酸	M_{PHA}L^{-3}	kg COD/m^3	29

符号	注释	量纲	单位示例	页码
$X_{P,a}$	被吸附的磷浓度	M_PM	mg P/kg 土壤	230
$X_{P,p}$	每立方米水的主粒子中的磷浓度	$M L^{-3}$	g P/m^3 水	227
X_R	不可扩散物质	$M L^{-3}$	g/m^3	124
X_S	（悬浮性）慢速可生物降解有机物	$M L^{-3}$	kg/m^3, kg COD(S)/m^3	24
$X_{S,N}$	（悬浮性）慢速可降解有机氮	$M L^{-3}$	kg N/m^3	29
$X_{0.5}$	经 1/2 小时沉淀后活性污泥中的污泥浓度	$M L^{-3}$	g/L, kg/m^3	30
Y	产率系数	$M M^{-1}$	kg VSS/kg 基质或 kg COD(B)/kg COD(S)	
Y_{COD}	每单位 COD 的产率系数	$M_BM_S^{-1}$	kg COD(B)/kgCOD(S)	
Y_{max}	最大产率系数	$M_BM_S^{-1}$	g COD(B)/g COD(S)	39
$Y_{max,A}$	自养菌或污泥的最大产率系数（硝化）	$M M_N^{-1}$	g COD/g N	132
$Y_{max,H}$	异养菌或污泥的最大产率系数	$M_XM_S^{-1}$	kg COD(X)/kg COD(S)	48
$Y_{max,M}$	产甲烷菌或污泥的最大产率系数	$M_XM_S^{-1}$	kg COD(B)/kg COD(S)	67
$Y_{max,NO3}$	反硝化最大产率系数	$M_BM_N^{-1}$	kg COD(B)/kg NO_3^--N	60
$Y_{max,P}$	聚磷菌最大产率系数	$M_BM_S^{-1}$	kg COD(B)/kg COD(S)	64
$Y_{max,S}$	厌氧过程中产酸菌或污泥的最大产率系数	$M_BM_S^{-1}$	kg COD(B)/kg COD(S)	67
Y_{NH4}	亚硝酸细菌的产率系数	$M_BM_N^{-1}$	kg COD(B)/kgNH_4^+-N	
Y_{NO3}	单位硝酸盐去除的产率系数	$M_BM_N^{-1}$	kg COD(B)/kgNO_3^--N	
Y_{obs}	实测产率系数	$M_XM_S^{-1}$	kg COD(X)/kg COD(S)	43
$Y_{obs,NH4}$	亚硝酸细菌的实测产率系数	$M_B M_N^{-1}$	kg COD(B)/kgNH^+_4-N	49
$Y_{obs,NO2}$	硝化细菌的实测产率系数	$M_BM_N^{-1}$	kg COD(B)/kgNO^-_2-N	49
$Y_{obs,PAO}$	聚磷菌的实测产率系数	$M_BM_S^{-1}$	kg COD(B)/kg COD(S)	
α	无量纲生物膜常数	-	-	97
α_f	絮体的容积	L^3	m^3, mm^3	226
α_P	主粒子的容积	L^3	m^3, mm^3	226
β	能效	-	-	42
β	渗入度	-	-	100
ε	生物膜的效率因子	-	-	98
ε_k	容积分数	-	-	135
η	滤池的无量纲深度	-	-	98
η_g	反硝化细菌的百分数	-	-	92

符号	注释	量纲	单位示例	页码
η_h	通过反硝化降低水解速率	-	-	93
θ	水力停留时间	T	d, h	25
θ_x	泥龄，固体停留时间	T	d	82
$\theta_{x,A}$	硝化细菌的泥龄（θ_X）	-	-	134
$\theta_{x,aerobic}$	好氧泥龄	T	d	84
κ	μ_{max} 和 r_S 时的温度常数	-	-	48
κ	r_A/k_{0A} （生物膜）	-	-	
λ	水力和生物膜扩散的无量纲比率	-	-	105
μ_a	绝对黏度	$M L^{-1}T^{-1}$	kg/(m·s)	226
μ_{max}	最大比增长速率	T^{-1}	h^{-1}, d^{-1}	39
μ_{max}'	抑制作用下的最大比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	47
$\mu_{max,H}$	异养菌的最大比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	94
$\mu_{max,M}$	产甲烷菌的最大比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	71
$\mu_{max,PAO}$	聚磷菌的最大比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	65
$\mu_{max,S}$	产酸菌的最大比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	71
μ_{obs}	实测比增长速率	T^{-1}	h^{-1},d^{-1}	45
$\mu_{obs,A}$	自养菌的实测比增长速率	T^{-1}	d^{-1}	133
$\mu_{obs,A,net}$	硝化菌的实测比增长速率净值	T^{-1}	d^{-1}	134
ν	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg/kg	40
$\nu_{COD,CH4}$	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg CH_4/kgCOD	210
$\nu_{HAc,PO4}$	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg PO_4/kgHAc	63
$\nu_{NH4,O2}$	化学计量系数	$M M_N^{-1}$	kg O_2/kgNH_4^+-N	136
$\nu_{NO3,COD}$	化学计量系数	$M M_N^{-1}$	kg COD/kgNO_3^--N	60
$\nu_{O2,S}$	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg 基质/kg O_2	
$\nu_{OX,red}$	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg red.mean /kg ox.mean	107
$\nu_{S,HAc}$	化学计量系数	$M M^{-1}$	kg HAc/kg COD(易降解物质)	
ξ	生物滤池的无量纲深度	-	-	24
ξ'	生物膜有效部分的无量纲深度	-	-	99
ω	滤池单位面积	L^2L^{-3}	m^2/m^3	109
Φ	絮体的容积分数,每立方米水的絮体容积	L^3L^{-3}	m^3 絮体/m^3 水	226
Φ	Thiele 模数	-	-	102

索　　引

O

P

Q

T

地址：天津市河西区气象台路 99 号
邮编：300074
单位：国家城市给水排水工程技术研究中心
电话：022-23516086
传真：022-23374502
e-mail：necw@tjlink.tisti.ac.cn

译校者的话

《污水生物与化学处理技术》一书为国际著名污水处理专家、丹麦技术大学 Mogens Henze 教授与其他 3 位作者合著的污水处理力作，原书为丹麦文，后译为英文于 1995 年出版，并于 1997 年再版。

从 1995 年开始，国家城市给水排水工程技术研究中心与丹麦技术大学环境科学与工程系一直保持密切和诚挚合作的关系。本书译者之一陈立高级工程师于 1996 年 8 月至 1997 年 6 月作为访问学者受国家城市给水排水工程技术研究中心派遣赴丹麦学习考察，首次接触了本书，并将其带回国内。1998 年 9 月～11 月期间，本书作者 Mogens Henze 教授和 Poul Harremoës 教授先后应邀访问国家城市给水排水工程技术研究中心，进行了为期 2 个月的讲学和学术交流活动。在此期间，双方就合作出版该书中文版达成一致意见。经过 2 年的努力，本书的翻译和出版终于完成。

该书提供了现代污水处理工艺详细的理论基础，内容覆盖了 10 年来世界范围内充分发展的污水水质特性与工艺过程描述及数学模型模拟的最新理论，处理工艺包括了活性污泥、生物膜法和化学法 3 部分。第 1 章介绍了污水的测量统计、预测方法及组成方法；第 2 章阐述了污水和污泥的特性；第 3 章简要介绍了污水处理厂的生物转化过程，有机物质的好氧异氧转化，包括硝化、反硝化、生物除磷和厌氧工艺在内的生物处理过程；第 4 章简要介绍了污水处理系统的物料平衡，活性污泥的概念与定义，活性污泥法污水处理系统的类型与设计；第 5 章重点阐述了生物膜动力学及参数、生物膜法的类型与设计以及生物膜法的数学模型；第 6、7、8、9、10 章分别着重阐述了与硝化、反硝化、生物除磷、厌氧及化学除磷相关的物料平衡、污水处理系统分类与设计。书中还提供了大量丰富的数据、图表和计算实例。

我国在经历了经济高速发展后的今天，正面临着发达国家 10 多年前所面临的环境污染问题，如何改变污水治理技术相对落后的局面，如何实现污水处理由粗放型向精确型过渡，已经引起了广泛的关注。正是意识到污水处理精确控制的重要意义，在过去的 10 多年内国际水质协会组织丹麦、美国、瑞士、南非、日本五国专家，成立了活性污泥模型国际专家组，通过这些国际污水处理领域著名专家的通力合作，基于污水处理基本原理、内容丰富的 IAWQ 活性污泥 1 号数学模型于 1986 年诞生，经过改进和完善的 2 号数学模型于 1995 年发表，这是 10 多年来污水处理领域的国际性重大成果，已成为国际上开展污水处理新技术开发、工艺设计计算方法研究和计算机模拟软件开发的通用平台，得到了广泛的认可。目前这一活性污泥模型国际专家组在多年活性污泥模型程序化的经验和实践的基础上又推出了 3 号数学模型并在 1999 年发表。

我们翻译出版本书中文版，首要目的在于引进模型背后的先进的污水处理理论，同时也引入一种新的工艺设计计算的思维方式和方法。依据传统动力学理论和参数的工艺计算方法存在一些明显的概念错误和理论计算缺陷，工艺计算结果与实际情况之间往往存在偏

差；另一方面，国内污水处理厂的优化设计和运行还缺乏足够的理论基础和实测参数，技术发展的潜力在很大程度上受到限制。本书的特点就是简要地论述了污水处理的先进理论和数学模型化的可能方式并使之贯穿全书，从而使专业人员有可能实现对污水处理工艺的较精确控制。我们认为这无论对于改善现有的污水处理厂的运行管理，还是对于优化未来污水处理厂的设计而言，都具有重要的现实意义。

我们翻译本书的第二个目的在于为我国污水处理领域的高年级学生和研究生引进一部优秀的参考教材，加快这一领域的教育更新，使未来的技术人员能够站在这一领域发展的前沿，接触到最新的理论知识，从根本上缩短我们与发达国家之间的差距。

我们翻译本书的第三个目的在于结合“九五”国家科技攻关项目“城市污水处理技术集成与决策支持系统建设”专题（编号 96-909-01-01）的攻关工作，为活性污泥数学模型理论及其计算机模拟技术在国内的普及、发展与应用提供基础，吸引更多的科研和工程技术人员投入到这一前沿领域。

我们诚挚地希望本书中文版的出版能使国内同行从中有所收益，促进我国在污水处理领域与国际社会的了解、交流与合作，推动我国污水处理事业的发展。

本书的翻译出版工作由郑兴灿、张悦主持，参加翻译和计算机图文处理工作的有：陈立、晋荣、尤大瑾、颜秀勤、张志敏、田青、赵琳、张又芃、范洁、齐和明等，全书译稿由邱慎初、郑兴灿校核审定。

由于译校者的水平所限，译文中肯定存在错误和不妥之处，敬请广大读者给予批评指正。